



VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

ÚSTAV PROCESNÍHO INŽENÝRSTVÍ

INSTITUTE OF PROCESS ENGINEERING

**VYUŽITÍ MEMBRÁN PRO ZPRACOVÁNÍ ODPADNÍCH VOD
ZE ZEMĚDĚLSTVÍ**

MEMBRANE TECHNOLOGIES FOR AGRICULTURAL WASTEWATER TREATMENT

DIPLOMOVÁ PRÁCE

MASTER'S THESIS

AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Bc. Marcela Uhlířová

VEDOUCÍ PRÁCE

SUPERVISOR

Mgr. Ing. Marek Vondra, Ph.D.

BRNO 2021

Zadání diplomové práce

Ústav: Ústav procesního inženýrství
Studentka: **Bc. Marcela Uhlířová**
Studijní program: Strojní inženýrství
Studijní obor: Procesní inženýrství
Vedoucí práce: **Mgr. Ing. Marek Vondra, Ph.D.**
Akademický rok: 2020/21

Ředitel ústavu Vám v souladu se zákonem č.111/1998 o vysokých školách a se Studijním a zkušebním řádem VUT v Brně určuje následující téma diplomové práce:

Využití membrán pro zpracování odpadních vod ze zemědělství

Stručná charakteristika problematiky úkolu:

Membránové technologie představují stále populárnější způsob zpracování odpadních vod z různých oblastí lidské činnosti. Vyznačují se mimo jiné širokou variabilitou použitých materiálů, různorodou propustností a selektivitou. Kombinace různých typů membrán umožňují přizpůsobit provoz technologie konkrétním požadavkům na zpracovávané odpadní vody. S rozvojem membránových metod se jejich uplatnitelnost postupně rozšiřuje i do oblastí, které kladou vysoké nároky na spolehlivost a robustnost technologie. Mezi takové oblasti patří i zemědělské odpadní vody, jejichž společným jmenovatelem je vysoký obsah znečišťujících látek, včetně vysokého podílu sušiny a dusíkatých sloučenin.

Diplomová práce by měla analyzovat využitelnost membránových technologií při zpracování odpadních vod ze zemědělství a poskytnout základní přehled o problematice. Práce by měla vycházet z experimentálně získaných dat a studií.

Cíle diplomové práce:

- 1) Úvodní seznámení s membránovými metodami: klasifikace a základní principy; oblasti využití; používané materiály membrán;
- 2) Využití membrán pro zpracování odpadních vod ze zemědělství: výsledky studií, v praxi realizovaná řešení; použité metody a materiály; výhody nevýhody
- 3) Návrh testovacího zařízení: volba membránové technologie, materiál membrány, bilanční výpočet, blokové schéma

Seznam doporučené literatury:

MASSE, L., D. I. MASSÉ a Y. PELLERIN, 2007. The use of membranes for the treatment of manure: a critical literature review. Biosystems Engineering [online]. 98(4), 371–380. ISSN 1537-5110. Dostupné z: doi:10.1016/j.biosystemseng.2007.09.003

DROSG, B., W. FUCHS, T. AL SEADI, M. MADSEN a B. LINKE. Nutrient Recovery by Biogas Digestate Processing [online]. B.m.: IEA Bioenergy. ISBN 978-1-910154-16-8. (2015) Dostupné z: www.iea-biogas.net/files/date-redaktion/download/Technical%20Brochures/NUTRIENT_RECOVERY_RZ_web1.pdf

WANG, L. K., J. P. CHEN, Y. HUNG a N. K. SHAMMAS. Membrane and desalination technologies. New York: Humana Press, 2011, xx, 716 stran : ilustrace. ISBN 978-1-58829-940-6.

Termín odevzdání diplomové práce je stanoven časovým plánem akademického roku 2020/21

V Brně, dne

L. S.

prof. Ing. Petr Stehlík, CSc., dr. h. c.
ředitel ústavu

doc. Ing. Jaroslav Katolický, Ph.D.
děkan fakulty

Abstrakt

Tato práce se zabývá zpracováním zemědělské odpadní vody fugátu pomocí membránových technologií. V práci jsou popsány základní charakteristiky membránových technologií a jejich využití při zpracování zemědělských odpadních vod. Je navrženo zařízení na úpravu fugátu, které spočívá ve třech stupních – mikrofiltrace, ultrafiltrace a reverzní osmózy. První krok úpravy je složen ze čtyř filtrů o velikosti pórů 80, 25, 10 a 5 μm . Druhým krokem je ultrafiltrační membrána. Klíčovým prvkem je reverzní osmóza, pomocí které lze účinně separovat jednomocné ionty jako je NH_4^+ . Navržené řešení používá dvoustupňovou reverzní osmózu z důvodu vyššího stupně konverze. Byly provedeny tři experimenty na ověření účinnosti separace znečišťujících látek, které byly srovnány s bilančními výpočty reverzní osmózy.

Klíčová slova

Membránové technologie, zpracování zemědělských odpadních vod, mikrofiltrace, ultrafiltrace, reverzní osmóza, digestát, úprava fugátu, testovací zařízení na úpravu fugátu.

Abstract

This thesis deals with an agricultural wastewater treatment (liquid digestate) by membrane technology. There is a fundamental description of characteristics of membrane technology with regard to application of agricultural wastewater treatment in this thesis. Experimental device for treatment of liquid digestate is designed and it consists of three steps – microfiltration, ultrafiltration and reverse osmosis. The first step consists of four filters with different pore sizes (80, 25, 10 and 5 μm). The second step is ultrafiltration and the third and key step is reverse osmosis. In the final step monovalent ions such as NH_4^+ are separated. Reverse osmosis consists of two stage system which results in higher recovery. Three experiments were carried out in order to verify the efficiency of separation dissolved solids.

Key words

Membrane technology, agricultural wastewater treatment, microfiltration, ultrafiltration, reverse osmosis, digestate, treatment of liquid digestate, experimental device for treatment of liquid digestate.

Bibliografická citace

UHLÍŘOVÁ, Marcela. *Využití membrán pro zpracování odpadních vod ze zemědělství* [online]. Brno, 2021 [cit. 2021-05-20]. Dostupné z: <https://www.vutbr.cz/studenti/zav-prace/detail/132863>. Diplomová práce. Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Ústav procesního inženýrství. Vedoucí práce Marek Vondra.

Prohlášení

Prohlašuji, že jsem tuto bakalářskou práci vypracovala samostatně pod vedením Mgr. Ing. Marka Vondry, Ph.D. a použila jsem pouze podklady uvedené v seznamu citované literatury.

V Brně dne 20. 5. 2021

Podpis.....

Poděkování

Děkuji Mgr. Ing. Marku Vondrovi, Ph.D. za jeho pomoc, čas, cenné rady a vstřícnost při konzultacích. Dále bych chtěla poděkovat společnosti PBS Power Equipment s.r.o. za podnět vedoucí k úspěšnému vypracování diplomové práce.

Obsah

1. Úvod.....	11
2. Zemědělské odpadní vody	12
2.1. Bioplynové technologie.....	13
2.2. Anaerobní fermentace a bioplyn.....	13
2.3. Digestát.....	14
2.3.1 Separace digestátu	16
3. Membránové technologie.....	20
3.1. Mechanismus separace	22
3.2. Materiály.....	23
3.2.1. Polymerní membrány.....	23
3.2.2. Kompozitní membrány	24
3.2.3. Keramické membrány	25
3.3. Klasifikace	25
3.3.1 Morfologie.....	25
3.3.2. Modul	26
3.3.3 Proudění	28
3.3.4 Uspořádání	29
3.4. Zanášení.....	30
3.5. Mikrofiltrace	32
3.6. Ultrafiltrace.....	32
3.7. Nanofiltrace	34
3.8. Pervaporace	34
3.9. Elektrodialýza.....	35
3.10. Elektrodeionizace.....	36
3.11. Membránová kapacitní deionizace	36
3.12. Membránová destilace	37
3.13. Reverzní osmóza	38
3.13.1 Historie.....	38
3.13.2 Princip	39
3.13.3 Aplikace	41
4. Membránová separace fugátu	43
5. Návrh testovacího zařízení.....	45
5.1. Volba membránové technologie.....	45
5.2. Mikrofiltrace	46

5.3.	Ultrafiltrace.....	47
5.4.	Reverzní osmóza.....	47
5.5.	Sestavení membránového zařízení	48
5.6.	Bilanční výpočet slané vody.....	53
5.7.	Bilanční výpočet fugátu.....	61
5.8.	Výpočtový nástroj.....	64
6.	Experimentální ověření testovacího zařízení	66
6.1.	Experimentální ověření účinnosti reverzní osmózy na slané vodě.....	66
6.1.1	Průběh experimentu na slané vodě	66
6.1.2.	Vyhodnocení experimentu na slané vodě	68
6.1.3	Srovnání výsledků experimentu s teoretickými výpočty u slané vody.....	68
6.2.	Experimentální ověření účinnosti membránových technologií na fugátu	70
6.2.1	Průběh experimentu na fugátu	70
6.2.2.	Vyhodnocení experimentu na fugátu	78
6.2.3	Srovnání výsledků experimentu s teoretickými výpočty u fugátu.....	78
6.3.	Experimentální ověření účinnosti membránových technologií na zředěném fugátu	79
6.3.1	Průběh experimentu na zředěném fugátu.....	79
6.3.2	Vyhodnocení experimentu na zředěném fugátu	83
6.3.3.	Srovnání výsledků experimentu s teoretickými výpočty	85
7.	Závěr	87
	Seznam použité literatury	89
	Seznam použitých zkratk.....	94
	Seznam použitých symbolů.....	95
	Seznam obrázků	97
	Seznam grafů.....	98
	Seznam tabulek	98
	Seznam příloh.....	99

1. Úvod

Zemědělské odpadní vody představují cenné hnojivo, je však nutné dbát na správné nakládání s ohledem na vznik emisí. V posledních desetiletích vedly změny spojené s intenzifikací zemědělství ke zvýšení produkce odpadních vod. Využívání zemědělských odpadních vod má velký potenciál v mnoha ohledech, jedním z nich je zavlažování. Jednou z největších výhod je snížení závislosti na čerstvé vodě s ohledem na fakt, že se v zemědělství globálně spotřebuje až 70 % dostupné vody. Znovupoužití odpadní vody má velký význam především v oblastech s nedostatkem vody, který vzhledem ke klimatické změně nabývá na důležitosti. Neošetřená odpadní voda však může obsahovat mikroby a patogeny, chemické znečištění, zbytky antibiotik a dalších nečistot, které mohou ohrozit zdraví [1].

Další důvod pro zpracování zemědělských odpadních vod spočívá v redukci objemu zemědělských vod – konkrétně fugátu. Fugát je silně znečištěná odpadní voda, která vzniká jako vedlejší produkt při výrobě bioplynu. Fugát lze využít ke hnojení, produkce v dané lokalitě však mnohdy převyšuje poptávku, čímž vzrůstají náklady na jeho transport. Dalším důvodem k jeho zahuštění je zvýšení koncentrace nutrientů. Samotná separace pevných částic ze vstupní suspenze však nezajistí vysokou koncentraci nutrientů, jelikož jsou v suspenzi rozpuštěny. Separací čisté vody lze tedy získat zahuštěný fugát o vysoké koncentraci nutrientů a nižším objemu. Separaci čisté vody lze provádět pomocí několika typů technologií jako jsou tepelné či mechanické [2]. Tato práce se věnuje zpracování fugátu pomocí membránových technologií.

Membránovým technologiím předcházela dlouhý vývoj, než došlo k první průmyslové aplikaci v šedesátých letech dvacátého století. Od té doby se membránové technologie masivně rozšířily v komerční sféře a mají velký vliv na každodenní život. Membránové technologie mají potenciál pro zpracování fugátu, čelí však výzvám spojeným se zanášením. To může způsobit snížení průtoku permeátu a životnosti membrán [3]. Cílem této práce je představit základní charakteristiky membránových technologií, jejich využití pro zpracování odpadních vod ze zemědělství a návrh testovacího zařízení na zpracování fugátu pomocí membránových technologií.

V teoretické části této práce jsou stručně představeny bioplynové technologie. Detailněji jsou představeny charakteristiky membránových technologií a jejich využití ke zpracování odpadních vod. Na základě rešerše je v praktické části navrženo zařízení na úpravu fugátu, které vychází z odborných studií. Zařízení se skládá ze tří kroků čištění – mikrofiltrace, ultrafiltrace a reverzní osmózy. Navržené zařízení bylo následně sestaveno a byly provedeny tři experimenty na ověření účinnosti a srovnání s teoretickými výpočty. Výsledky experimentálního měření byly porovnány s teoretickými výpočty.

2. Zemědělské odpadní vody

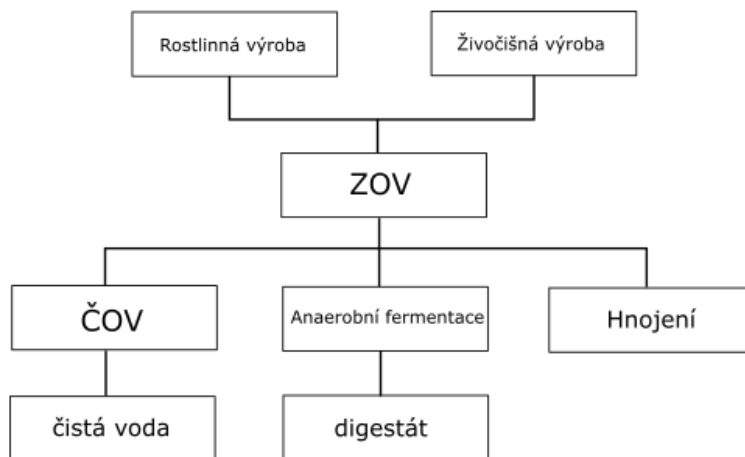
Zemědělské odpadní vody jsou dle zákona č. 254/2001 Sb. §38 odst. 1 definovány jako vody, které mají po použití v zemědělství změněnou jakost (složení, teplotu), zejména pokud mohou ovlivnit jakost povrchových či podzemních vod [4]. Využívání zemědělských odpadních vod (dále ZOV) má velký potenciál vzhledem k nedostatku vody spojeného s klimatickými změnami. Využívání ZOV poskytuje vláhu a živiny pro pěstování plodin a snižuje závislost na čisté vodě. ZOV jsou bohaté především na prvky jako jsou dusík, fosfor, draslík, které jsou vázány v různých sloučeninách. Dále obsahují rozpuštěné soli a mohou obsahovat i další látky jako jsou například těžké kovy. Přebytek těchto nutrientů však může mít negativní vliv na pěstování plodin či na jakost podzemních vod. Zejména z hnojiv na bázi dusíku se mohou do podzemních vod uvolňovat dusičnany, které jsou pro člověka nebezpečné. Z tohoto důvodu je nutné sledovat složení ZOV a nakládat s nimi dle legislativy [1].

Mezi zdroje ZOV z živočišné produkce patří např. velkochov hospodářských zvířat, jatka či masný zpracovatelský průmysl. Jedná se nejčastěji o následující [5]:

- Chlévská mrva – směs steliva, pevných výkalů, moče, vody zbytků krmiva atd.
- Kejda – tekutá směs pevných výkalů, moči, technologické vody.
- Hnůj – organické hnojivo vzniklé zráním chlévské mrvy na hnojišti.
- Močůvka – směs moči hospodářských zvířat s vodou.

Mezi zdroje ZOV z rostlinné výroby patří především směs vody se slámou, zbytky natí, řepné skrojky, kukuřičné stvolý, odpady po čištění obilí atd [6].

ZOV lze vyčistit v čistírnách odpadních vod (dále ČOV), přímo aplikovat ke hnojení či je lze využít k anaerobní fermentaci (AF). Při té vzniká vedlejší produkt digestát, který lze taktéž použít ke hnojení. Schéma nakládání s ZOV je zobrazeno na obr. 1.



Obr. 1: Schéma nakládání se ZOV

Množství vyprodukovaného digestátu však mnohdy vysoce převyšuje lokální poptávku zemědělců. Proto je vhodné jej zahustit neboli vyseparovat čistou vodu, čímž se sníží objem, zvýší se koncentrace nutrientů a sníží se náklady na transport [7]. Čistou vodu lze pak využít například k zavlažování či jako pitnou vodu pro dobytek. Cílem této práce je návrh zařízení na úpravu ZOV – konkrétně fugátu pomocí membránových technologií. Membránové

technologie mají velký potenciál v komerční sféře a díky dalšímu vývoji především v použitých materiálech dochází ke zvyšování účinnosti a snižování provozních nákladů [3]. V následujících podkapitolách jsou detailněji popsány bioplynové technologie, při níž vzniká hlavní produkt – bioplyn a vedlejší produkt – digestát.

2.1. Bioplynové technologie

Jedním z cílů udržitelnosti je energetické využití a recyklace organických látek, k čemuž přispívají právě bioplynové stanice (dále BPS). V BPS dochází k přeměně organických látek na bioplyn za nepřístupu vzduchu. Zájem o bioplyn se v dnešní době ještě zvyšuje právě díky snaze o ekologicky udržitelná řešení pro zpracování a recyklaci statkových hnojiv a organických odpadů. Hlavními složkami dominující v bioplynu jsou metan (50 až 70 %) a oxid uhličitý. Spalováním bioplynu v kogenerační jednotce vzniká elektrická energie a teplo. Při produkci bioplynu vzniká vedlejší produkt – digestát, který se využívá jako kvalitní přírodní hnojivo [8].

K výrobě bioplynu může být použita široká škála biomasy. Mezi nejčastěji používané druhy jsou v Evropě následující [7]:

- Hnůj a kejda
- Zbytky ze zemědělské výroby – siláž
- Zbytky z potravinářského průmyslu – rostlinného i živočišného původu
- Biologicky rozložitelný komunální odpad
- Kaly z čistíren odpadních vod
- Energetické plodiny – kukuřice, řepka, slunečnice.

2.2. Anaerobní fermentace

Anaerobní fermentace (AF) je biologický proces, při kterém dochází k rozkladu organických látek za nepřístupu vzduchu pomocí anaerobních mikroorganismů. Řízená AF probíhá v bioplynových stanicích za vzniku bioplynu a digestátu ve čtyřech fázích [9]:

- Hydrolýza – v této fázi přeměny dochází k rozkladu makromolekulárních látek na nízkomolekulární pomocí hydroláz. Tato fáze probíhá ještě za přítomnosti kyslíku, který se však postupně spotřebovává.
- Acidogeneze – tato fáze probíhá již v anaerobním prostředí a rozkládají se hydrolytické produkty na nižší mastné kyseliny, alkoholy, oxid uhličitý a vodík pomocí acidogenních organismů.
- Acetogeneze – v této mezifázi dochází k přeměně na kyselinu octovou, vodík a oxid uhličitý.
- Metanogeneze – v poslední fázi se rozkládá kyselina octová na metan pomocí metanogenních bakterií.

2.3.Digestát

Digestát je fermentační zbytek po anaerobní fermentaci. Jedná se o suspenzi, kde podíl pevných látek (sušiny) dosahuje jednotky až desítky procent. Podle obsahu sušiny dělíme fermentaci na tzv. mokrou nebo suchou. Digestát je výborné hnojivo, obsahuje mimo jiné velké množství dusíku, fosforu, draslíku a síry [7]. Složení digestátu je velice různorodé a závisí především na skladbě vstupního substrátu. Pro představu je uveden rozbor složení kapalně frakce digestátu – fugátu z BPS Bořetice v tab. 1.

Tabulka 1: Složení fugátu z BPS Bořetice [10]

Parametr	Hodnota	Jednotka	Nejistota měření [%]
Rozpuštěné látky	30200	mg/l	12
Nerozpuštěné látky	5400	mg/l	12
CHSK _{Cr} ¹	30400	mg/l	10
Dusík celkový	7410	mg/l	20
Fosfor celkový	212	mg/l	12
Sušina původního vzorku	3,37	%	10
Vápník	221	mg/l	20
Hořčík	14,7	mg/l	20
Draslík	3960	mg/l	20

Parametr chemické spotřeby kyslíku slouží ke stanovení koncentrace organických látek ve vodách. CHSK udává spotřebu oxidačního činidla (dichroman draselný), která je třeba k oxidaci znečišťujících organických látek ve vodě za daných podmínek. Dichroman draselný se používá jako oxidační činidlo při stanovení CHSK především u odpadních vod. U málo znečištěných vod se běžně využívá manganistan draselný [11].

Používání hnoje a kejdy jako substrátu pro AF má mnoho výhod jako jsou vysoké množství anaerobních bakterií, vysoký obsah vody (až 96 %), čímž lze snadno homogenizovat příchozí substrát, nízká cena a dostupnost. Výtěžnost metanu je jedním z nejdůležitějších parametrů. Hnůj a kejda nedosahují tak velké výtěžnosti, proto se k nim často přidávají složky o vysoké výtěžnosti metanu např. syrovátka, travní siláž či odpady z potravinářského průmyslu, jak lze vidět v tab. 2. Podíl dusíku je nižší zpravidla u substrátu rostlinného původu [7].

¹ CHSK_{Cr} - Chemická spotřeba kyslíku dichromanem

Tabulka 2: Vlastnosti různých typů substrátu pro AF [7]

Druh	Organická látka	Poměr uhlík:dusík	Podíl pevné složky [%]	Podíl těkavých látek [%]	Výtěžnost bioplynu [m ³ /kg těkavé látky]	Znečišťující látka
Prasečí kejda	Sachraridy, bílkoviny, tuky	3 až 10	3 až 8	70 až 80	0,25 až 0,5	Antibiotika, hobliny, písek, štetiny
Dobytčí kejda	Sachraridy, bílkoviny, tuky	6 až 20	5 až 12	80	0,2 až 0,3	Štetiny, šterk, půda, hobliny, antibiotika, NH ₄ ⁺
Drůbeží kejda	Sachraridy, bílkoviny, tuky	3 až 10	10 až 30	80	0,35 až 0,6	Peří, písek, antibiotika, NH ₄ ⁺
Části střev/žaludku	Sachraridy, bílkoviny, tuky	3 až 5	15	80	0,4 až 0,68	Zvířecí tkáň, antibiotika
Syrovátka	80 % laktózy 20 % bílkovin	-	8 až 12	90	0,35 až 0,8	Nečistoty spojené s dopravou
Odpadní kal	-	-	-	-	-	Těžké kovy, organické nečistoty
Obilí	Sacharidy, tuky	80 až 100	70 až 90	80 až 90	0,15 až 0,35	Písek, šterk
Tráva	-	12 až 25	20 až 25	90	0,55	Šterk, pesticidy
Travní siláž	-	10 až 25	15 až 25	90	0,56	Tráva
Odpady z ovoce	-	35	15 až 20	75	0,25 až 0,5	-
Zbytky jídla	-		10	80	0,5 až 0,6	Kosti, plast

Skladbu digestátu ovlivňují nejen typ substrátu, ale i procesní parametry jako jsou [7]:

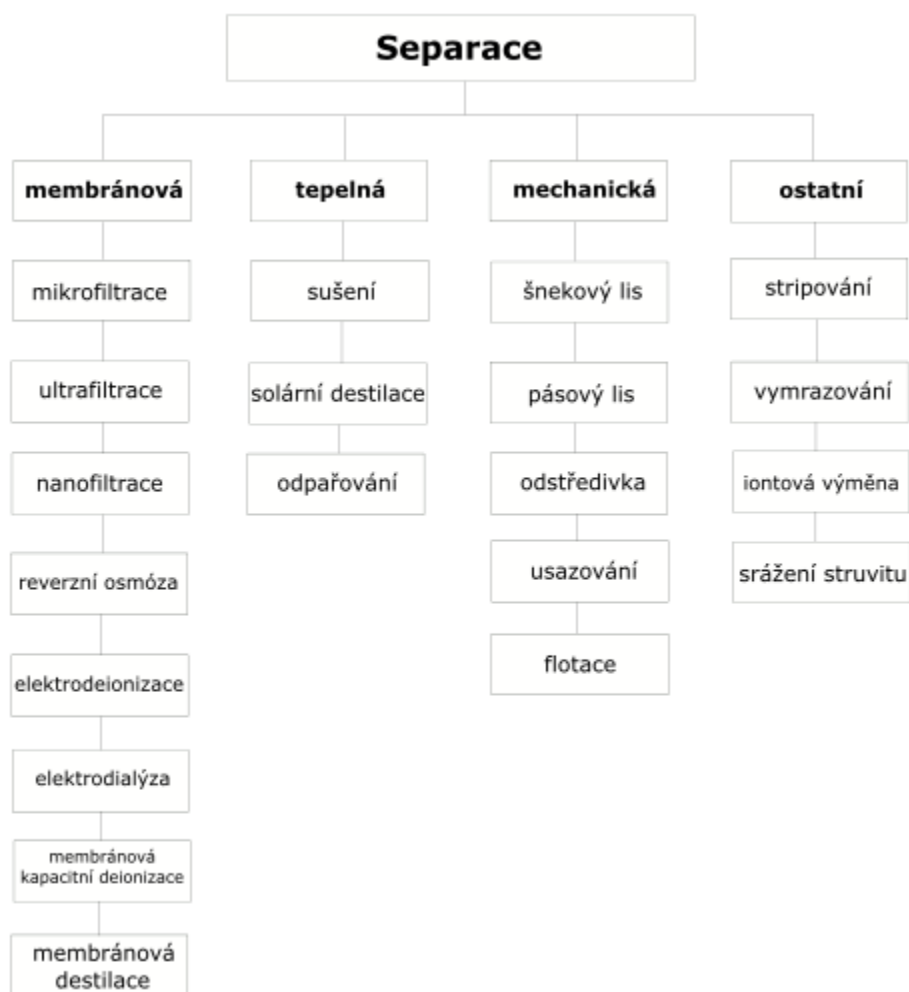
- Množství pevných látek – se snižují v průběhu AF až o 50 až 80 % oproti vstupnímu substrátu. Lignocelulózová biomasa je hůře rozložitelná, avšak přispívá k tvorbě humusu, zatímco substrát obsahující velké množství tuků, cukrů a alkoholu se snadno rozkládá.
- Vysoké množství vody – velké množství digestátu, nízká koncentrace solí a amoniaku, nízký obsah pevných látek.
- Krátká retenční doba – vysoký obsah mastných kyselin, nízký obsah amoniaku.

- Hodnota pH – se pohybuje mezi 7,5 až 8. Zvýšené množství pH indikuje rozklad mastných kyselin, což má za následek snížení zápachu. Na druhou stranu se však zvyšuje volatilizace, což je proces ztráty dusíku z půdy těkáním amoniaku.

2.3.1 Separace digestátu

Problémy spojené s nadměrnou produkcí digestátu v oblastech s vysokým výskytem hospodářských zvířat by mohly být vyřešeny pomocí membránových technologií, díky kterým lze koncentrovat živiny do malých objemů a využít je ke hnojení v oblastech, kde je tato komodita nedostatkem a získat navíc pitnou vodu. Někteří zemědělci jsou navíc zdráhaví ke hnojení digestátem, kvůli nevyváženosti živin, který může nastat. K dosažení optimálního množství jedné živiny může vést k přehlčení u jiné látky. To může mít za následek znehodnocení půdy, povrchové i podzemní vody či ovzduší. Řešením může být separace sloučenin dusíku a draslíku a aplikovat je tam, kde je potřeba. Právě amoniak v pitné vodě totiž značí kontaminaci podzemních vod. Vhodným řešením jsou membránové technologie, jejichž pomocí lze získat pitnou vodu a zahuštěný roztok bohatý na živiny. Redukce objemu má navíc pozitivní dopad na náklady spojené s transportem [12].

Obecně se zpracování digestátu provádí pomocí několika typů technologií jako jsou např. membránová, tepelná či mechanická separace. V praxi lze tyto metody kombinovat, protože je zpracování digestátu či fugátu komplikovaný proces. Přehled technologií zabývajících se separací digestátu je zobrazen na obr. 2.

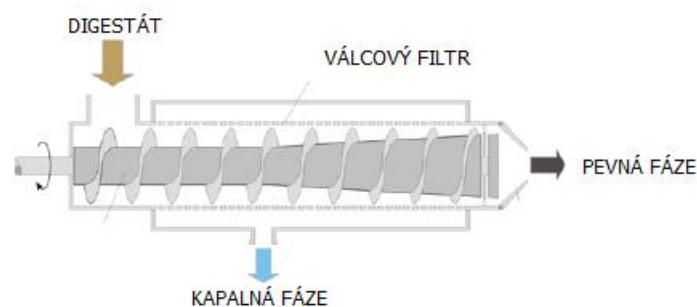


Obr. 2: Schéma typů separace [13]

Tato práce je zaměřená na využití membránových technologií na zpracování fugátu, které mají obecně velký potenciál v komerční sféře pro svou jednoduchost, účinnost a kompaktnost a budou blíže popsány v následujících kapitolách. K základní separaci digestátu na fugát a separát se běžně používají metody založené na mechanické separaci. Z toho důvodu lze uvést stručný popis těchto metod.

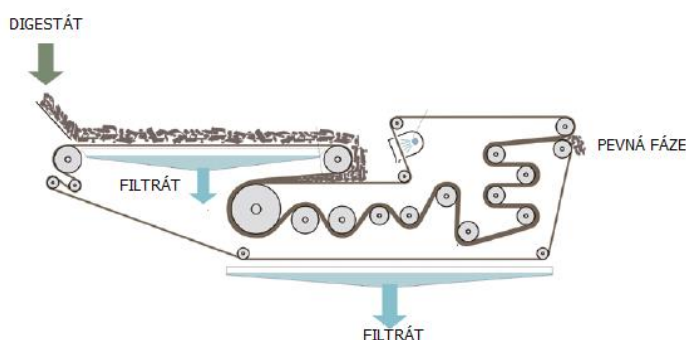
Mechanická separace je základní metodou separace ZOV a je vhodná k oddělení hrubých pevných částic od kapalných a na rozdíl od tepelné separace není tak energeticky náročná. Kapalný separát se nazývá fugát. Mezi hlavní mechanické technologie separace patří šnekový a pásový lis, odstředivka, usazování či flotace [14].

- Šnekový lis – toto zařízení se nejčastěji používá při zpracování digestátu s vysokým obsahem vlákniny. Šnek tlačí digestát na válcové síto, což má za následek odloučení kapaliny. Tlak se neustále zvyšuje s rostoucím průměrem šneku. Hlavní rozdíl oproti dekantačním odstředivkám je ten, že u tohoto typu separace nelze oddělit malé částice kalu. Schéma šnekového lisu je zobrazeno na obr. 3 [7].



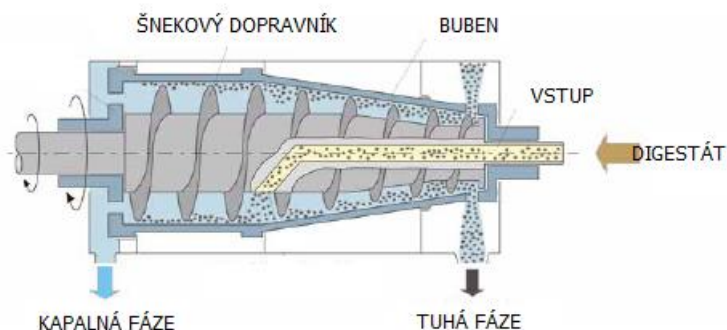
Obr. 3: Šnekový lis [7]

- Pásový lis – se skládá z uzavřené smyčky textilního pásu navinutého kolem několika válců. Digestát se aplikuje na začátek pásu, kde dochází k odvodnění nejprve pomocí gravitace a poté pomocí mechanické síly. Tím se digestát odvodňuje a voda stéká dolů, kde se zachycuje. Řemen je pak nutné čistit stříkáním. Často se k tomu využívá separovaný filtrát. Schéma pásového lisu je zobrazeno na obr. 4 [7] .



Obr. 4: Pásový lis [7]

- Dekantační odstředivka – hlavním principem separace pevných částic digestátu jsou odstředivé síly. Skládá se z bubnu se šnekem uvnitř. Buben se otáčí vysokou rychlostí, čímž vznikají odstředivé síly, které způsobují nahromadění separovaných částic na stěnách bubnu. Ty jsou dále transportovány a stlačovány pomocí šroubu. Pevná frakce se shromažďuje na výstupu z bubnu (vpravo), zatímco separovaná kapalina opouští buben v levé části odstředivky. Schéma dekantální odstředivky je zobrazeno na obr. 5 [7].



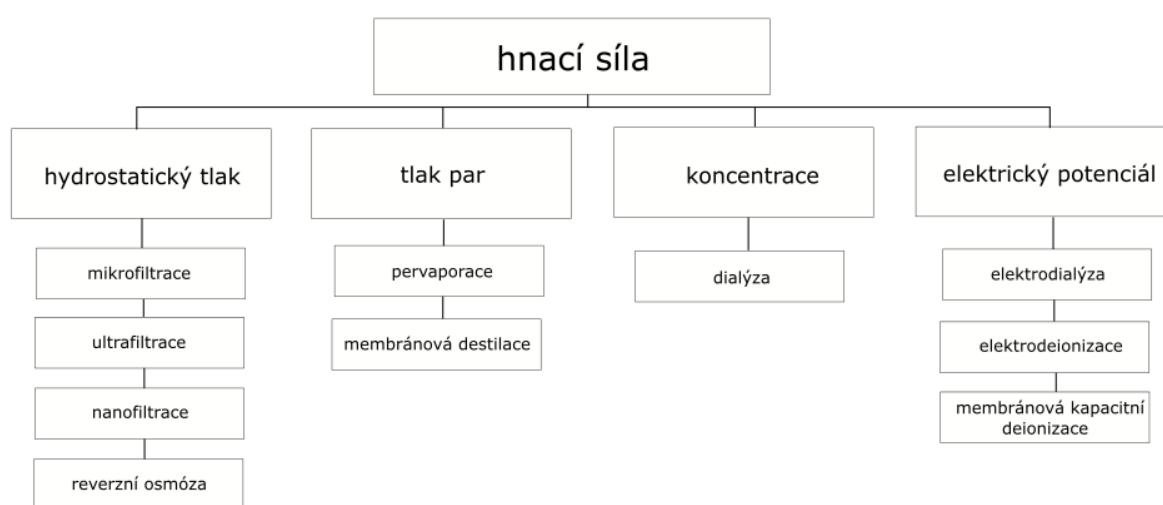
Obr. 5: Dekantační odstředivka [7]

- Usazování – neboli sedimentace je proces, při kterém dochází k oddělení látek na základě rozdílné hustoty. Hnací silou je buď tíha nebo setrvačnost. Tento proces probíhá v sedimentačních nádržích a jsou hojně využívány v ČOV [15].
- Flotace – je proces, kdy se pevné částice zachycují vzduchovými bublinami. Plovoucí částice se pak hromadí na hladině, kde se odstraní stíracím zařízením. Vhodné pro separaci olejů či mazacích tuků [16].

3. Membránové technologie

Membránové technologie jsou nedílnou součástí našeho každodenního života. První zmínky o membránových technologiích jsou datovány do poloviny 18. století, velký průmyslový průlom však nastal až v šedesátých letech dvacátého století. Od té doby došlo k velkému rozvoji v syntetických membránách a lze je najít v různých průmyslových odvětvích jako jsou čištění vody, odsolování, potravinářství, separace plynů, ochrana ovzduší, medicína a mnohé další. V této kapitole jsou představeny základní charakteristiky membrán a jednotlivé druhy membránové separace [3].

Membrána je tenká vrstva materiálu, který je schopný separovat částice na základě různých fyzikálních nebo chemických vlastností působením hnací síly. Hnací síla může být různého charakteru, jak lze vidět na obr. 6 [3].

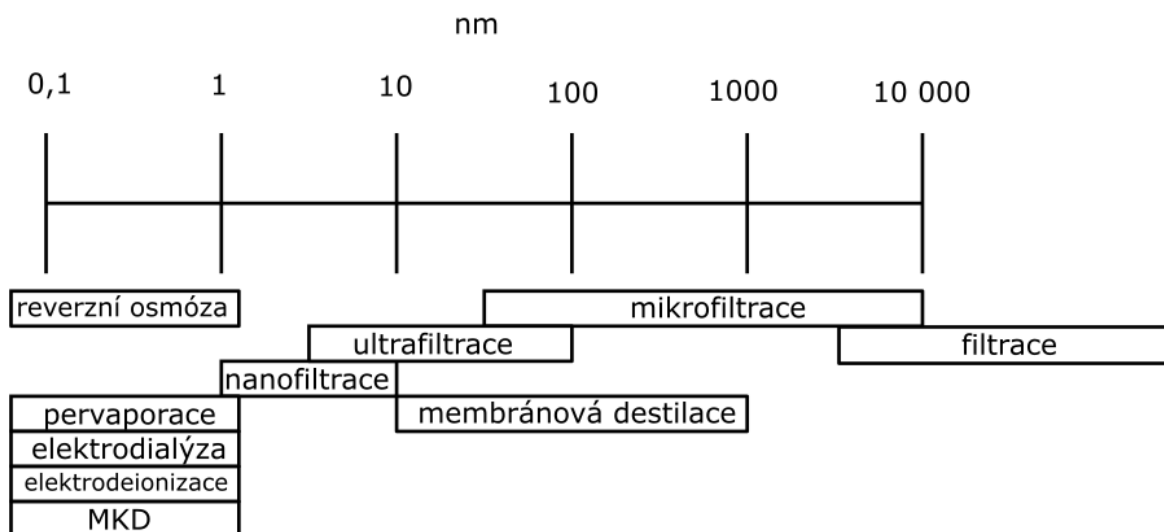


Obr. 6: Hnací síla membránové separace [17]

V souvislosti s membránovými technologiemi je vhodné definovat následující pojmy [18]:

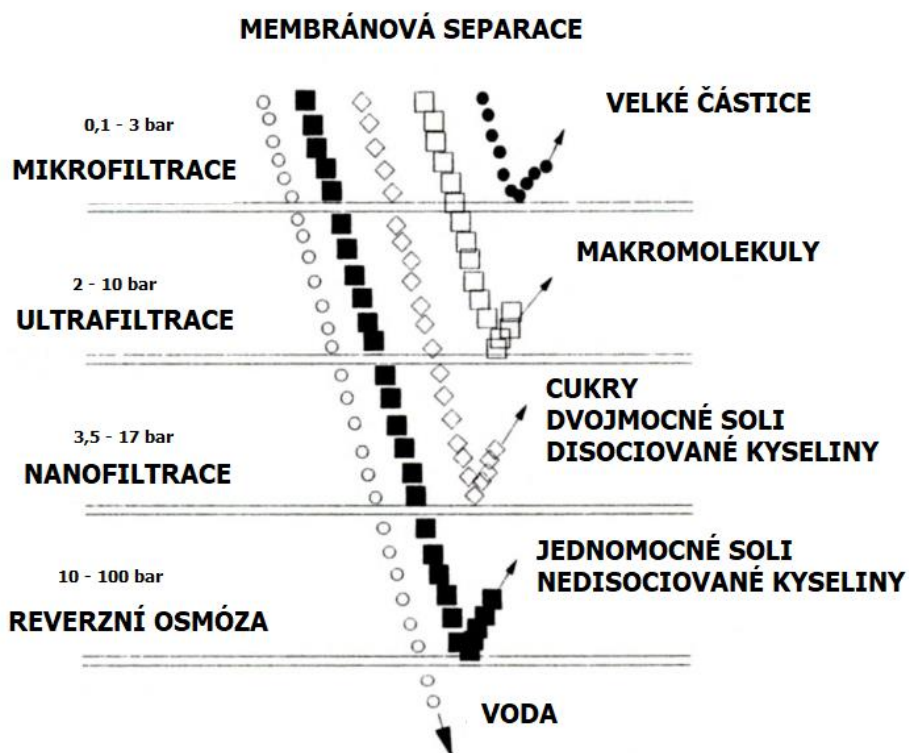
- Vstupní roztok – roztok určený k separaci. Obsahuje rozpouštědlo s rozpustnou látkou.
- Permeát – separovaný roztok, který prošel membránou a je částečně či úplně zbaven znečišťujících látek.
- Permeant – částice, která projde membránou.
- Retentát – koncentrovaný roztok (koncentrát), ve které jsou zachyceny znečišťující látky.
- Stupeň konverze (SK) – popisuje, kolik procent objemu vstupního roztoku se „zotaví“ jako permeát.
- Retence částic – popisuje, kolik procent částic membrána zachytí. Tato charakteristika závisí na typu soli v roztoku a typu membrány. Na retenci částic má vliv velikost částic, stupeň disociace, molární hmotnost, polarita či stupeň hydratace. Retence je u průmyslových membrán přes 99 %.

Jednotlivé membránové technologie lze rozdělit podle velikosti částic, které membránou projdou. Toto rozdělení je zobrazeno na obr. 7.



Obr. 7: Srovnání membránových technologií dle velikosti separovaných částic[3]

Nejběžnější membránové technologie jsou tlakové. Na obr. 8 jsou přehledně zobrazeny částice, které lze pomocí těchto metod separovat.



Obr. 8: Retence látek pomocí tlakové membránové separace [19]

3.1. Mechanismus separace

Mechanismy transportu hmoty přes membránu jsou klíčové parametry, které se liší u jednotlivých typů separací. Obecně lze tyto mechanismy rozdělit do dvou kategorií neporézní – difuze skrz membránu a porézní, kde dominuje síťový mechanismus. Zjednodušené zobrazení popisuje obr. 9.

- Rozpustnostně – difuzní – je neporézní separace založená na rozdílné rozpustnosti látek v materiálu membrány a rychlosti, jakou permeanty difundují membránou. Permeanty se rozpouští v materiálu membrány a difundují membránou ve směru koncentračního gradientu. Tento mechanismus využívají metody jako jsou dialýza, reverzní osmóza, pervaporace a částečně i nanofiltrace [20]. Difuze je proces, kdy jsou částice transportovány ve směru koncentračního gradientu a poprvé byla popsána Fickovým zákonem (3.1)

$$J_i = -D_i \frac{dc_i}{dx}, \quad (3.1)$$

kde J_i je průtok částice

$\frac{dc_i}{dx}$ je koncentrační gradient

D_i je difuzní koeficient.

Difuze je pomalý proces, proto se při separaci využívá velkého koncentračního gradientu a nízké tloušťky membrány [21].

- Porézní síťový mechanismus – je separace pomocí porézních membrán využívající různou velikost pórů membrány vzhledem k separovaným částicím. Při tlakové membránové filtraci je vstupní proud nasáván skrz membránu díky rozdílnému tlaku. V závislosti na velikosti pórů membrány a tlaku se částice zachytí v membráně a zůstanou v koncentrátu, zatímco zbytek projde skrz membránu [22]. Základní rovnicí popisující tento typ transportu definuje Darcyho zákon (3.2)

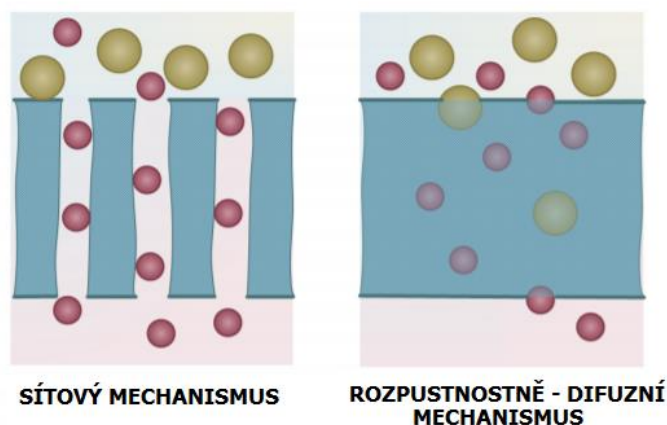
$$J_i = K' c_i \frac{dp}{dx}, \quad (3.2)$$

kde K' je koeficient závislý na povaze směsi

$\frac{dp}{dx}$ je tlakový gradient

c_i je koncentrace částice i .

Tento mechanismus se využívá u klasické filtrace, mikrofiltrace či ultrafiltrace [21].



Obr. 9: Grafické porovnání porézního a neporézního mechanismus separace [23]

3.2. Materiály

Materiálové vlastnosti jako jsou pórovitost, hydrofobicita, hydrofilita, náboj membrány, polarita, permeabilita či selektivita mají velký vliv na účinnost separace. Další důležité vlastnosti jsou mechanická, tepelná i chemická odolnost [2]. Membrány lze vyrobit z polymerů, keramiky, kovu, uhlíku či skla. V praxi se však nejvíce používají polymerní či kompozitní materiály. Keramické membrány mají hydrofilní povahu, vysoké náklady na výrobu však brání masivnějšímu rozšíření [3].

3.2.1 Polymerní membrány

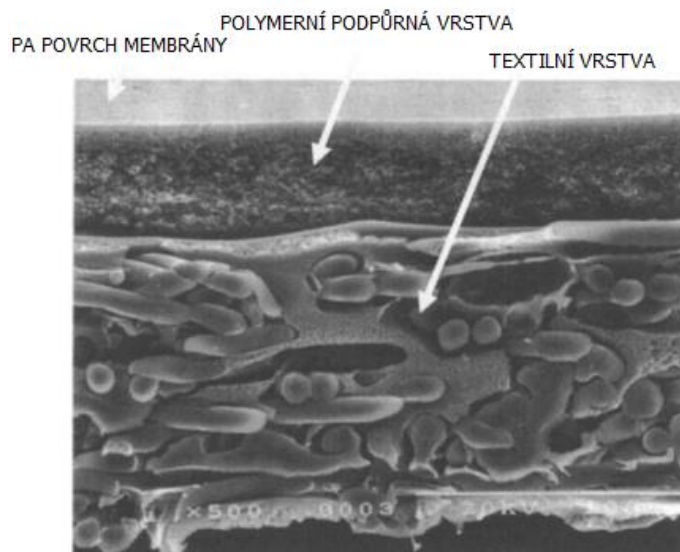
Polymerní membrány mají vysokou termickou i chemickou odolnost a jsou běžně používané v komerční sféře díky nenáročné a levné výrobě. Většina polymerů má hydrofobní povahu, která obecně může vést k urychlení zanášení. Ze studie [24] však vyplývá, že typ materiálu má vliv na zanášení pouze v počáteční fázi provozu a po vytvoření filtračního koláče už samotný typ materiálu nemá vliv na další zanášení. Příklady polymerních materiálů jsou acetátová celulóza (AC), polyvinylidenfluorid (PVDF), polyethersulfon (PES), polysulfon (PS), polypropylen (PP) [25].

- Acetátová celulóza – je materiál, který se používal při počátcích vývoje membránových technologií díky relativně vysokému průtoku ku tloušťce membrány a snadné výrobě [3]. Celulóza se extrahuje z buničiny ze dřeva a dále se podrobí hydrolytickým reakcím za různé teploty [26]. Má hydrofilní povahu. Hlavními nevýhodami jsou však nízká chemická odolnost (pH 4 – 6,5) a náchylnost k mikrobiálnímu zanášení. Z tohoto důvodu je pro zpracování fugátu nevhodný [3].
- Polyvinylidenfluorid – je materiál o vysoké chemické odolnosti a termické stabilitě. Je odolný vůči velkému rozsahu pH a rezistentní k většině anorganických i organických kyselin [3].
- Polyethersulfon – má vlastnosti typické jako ostatní polymerní materiály, tedy vysokou chemickou a termickou odolnost a je hojně využíván v MF, UF a dialýze [3]. PES však patří k nejvíce náchylným materiálům k zanášení [2].
- Polysulfon – je amorfni polymer s vysokou chemickou a tepelnou odolností. Používá se pro všechny typy membránové separace založené na rozdílném tlaku. Oproti AC ji lze čistit pomocí kyselin či zásad [3].

- Polypropylen – má hydrofobní povahu a velkou termickou stabilitu. PP je vyroben čistě z uhlovodíků, což usnadňuje likvidaci membrány s ohledem na obsah halogenů jako může být u PVDF a je méně náchylný k zanášení než PES [27] [28].

3.2.2 Kompozitní membrány

Kompozitní membrány, někdy též nazývané jako „tenkovrstvý kompozit“, jsou vyrobené z více druhů materiálů a využívají jejich vhodné vlastnosti. Membrány jsou tvořeny nosnou vrstvou (tkaninou), na které jsou nanесeny typicky dva druhy materiálu. Hydrofobní membrány jsou potažené hydrofilní vrstvou, aby se předešlo zanášení [25]. Průřez kompozitní membránou je zobrazen na obr. 10.



Obr. 10: Průřez kompozitní membrány RO [18]

- Polyamid (PA) – je syntetický amid (nylon), který má velké uplatnění v průmyslu pro svou vysokou teplotní stabilitu, mechanickou odolnost a vynikající zpracovatelnost. Polyamidové membrány mají větší chemickou odolnost, retenci solí i vyšší pevnost než AC, mají však nižší toleranci chlóru [3]. Polyamidové membrány mají záporný náboj, snáze zachycují kladně nabitě částice. Morfologie povrchu je členitá, což umožňuje snazší záchyt separovaných částic [18].
- Polyether urea (PEU) – je typ tenkovrstvého kompozitu. Na rozdíl od PA membrány má kladně nabitý hladký povrch [18].
- Aktivní uhlík – membrány s aktivním uhlíkem se primárně používali v separaci plynů, v poslední době však nachází aplikace i v čištění odpadních vod [29]. Membrány s aktivním uhlíkem pracují na pomezí adsorpce a filtrace a mají schopnost zachytit nízkomolekulární rozpuštěné částice, pesticidy a významně se podílí na snížení zápachu u sloučenin s chlórem [30] [31].

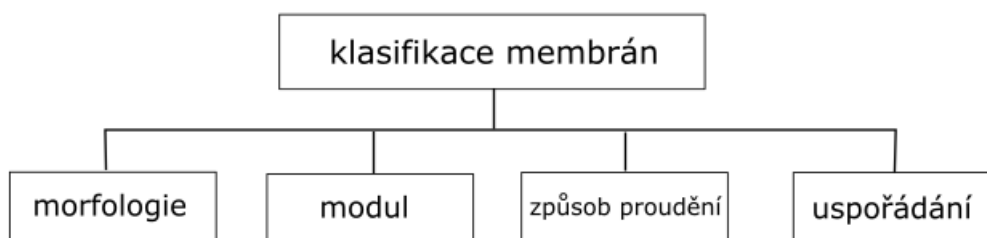
3.2.3 Keramické membrány

Keramické membrány vykazují dobré filtrační vlastnosti díky vysoké chemické odolnosti, integritě, inertní a hydrofilní povaze a snadnosti čištění. Hlavní nevýhodou jsou však vysoké investiční náklady, velká hmotnost a křehká povaha. Právě kvůli vysoké ceně nejsou keramické membrány více rozšířené. Keramické materiály lze vyrábět z aluminu (Al_2O_3), zirkonie (ZrO_2) či SiO_2 [3].

- Alumina – je dominantní materiál v oblasti keramických membrán. Používá se jako nosná vrstva i membránová vrstva. Hlavní výhoda spočívá v dostupnosti, chemické inertnosti, vysoké tvrdosti i tepelné stabilitě. Tyto vlastnosti jsou vhodné pro provoz při vysokých tlacích a průtocích. Hlavní překážkou pro masivnější rozšíření jsou však vysoké výrobní náklady [32].
- Zirkonia – má na rozdíl od jiných keramických materiálů vysokou odolnost proti šíření prasklin a tepelnou roztažnost. Hlavní nevýhodou jsou však pořizovací náklady, které jsou vyšší než u aluminu [33].
- Oxid křemičitý – křemičitý materiál má póry o velikosti 0,3 nm. Je odolný vůči kyselinám s výjimkou kyseliny fluorovodíkové. Při vysoké teplotě za přítomnosti vodní páry je však nestabilní [34].

3.3. Klasifikace

Membrány lze klasifikovat na základě mnoha parametrů jako jsou například morfologie, typ modulu, způsob proudění či dle uspořádání samotných membrán, jak lze vidět na obr. 11.



Obr. 11: Schéma klasifikace membrán

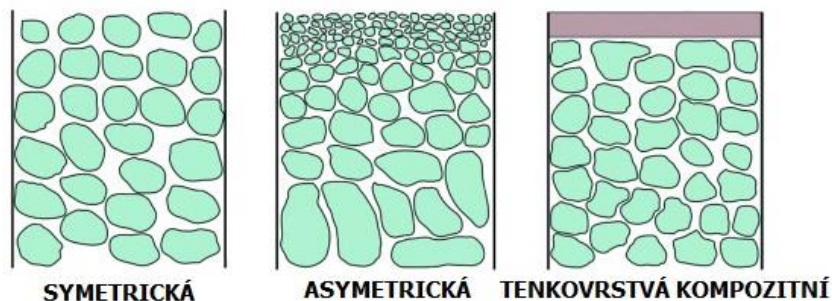
3.3.1 Morfologie

Membrány lze dle morfologie dělit na symetrické, asymetrické nebo kompozitní. Rozdíly ve struktuře zobrazuje obr. 12.

- Symetrické – mají nejčastěji tloušťku od 10 do 200 μm a jejich struktura se nemění podél příčného řezu membránou. Odpor membrány vůči transportu hmoty je úměrný celkové tloušťce membrány [35].
- Asymetrické – se skládají z podpůrné vrstvy o tloušťce 50 až 100 μm a svrchní tenkostěnné vrstvy o tloušťce 0,1 až 0,5 μm . Mají vnitřní strukturu, která se mění podél příčného řezu membránou. Velikost pórů se může zmenšovat ve směru od permeátového k retentátovému povrchu membrány nebo je na retentátové straně umístěna tenká vrstva, která zajišťuje dělení složek a zbývající část membrány je tvořena mikroporézní podpůrnou vrstvou, která zajišťuje odtok permeátu a zvyšuje mechanickou pevnost membrány. Odpor podpůrné vrstvy bývá zanedbatelný [35].

Tyto membrány se nejčastěji vyrábí pomocí polymerní precipitace. S vývojem asymetrických membrán z acetátové celulózy došlo k masivnímu rozvoji reverzní osmózy [3].

- Tenkovrstvé kompozitní – se skládají ze dvou nebo více polymerních materiálů. Obsahují tenkou vrstvu, která je nanesena na jiné podpůrné vrstvě. Díky této extrémně tenké vrstvě lze dosáhnout vysokého průtoku [3].

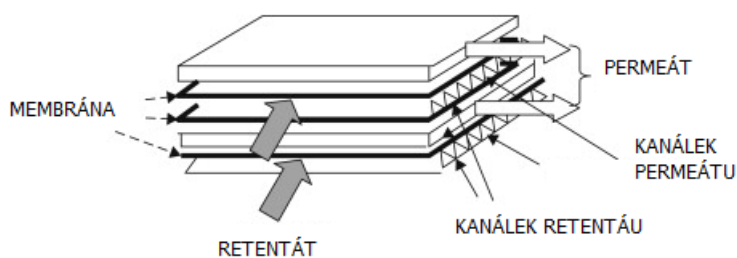


Obr. 12: Morfologie membrán

3.3.2 Modul

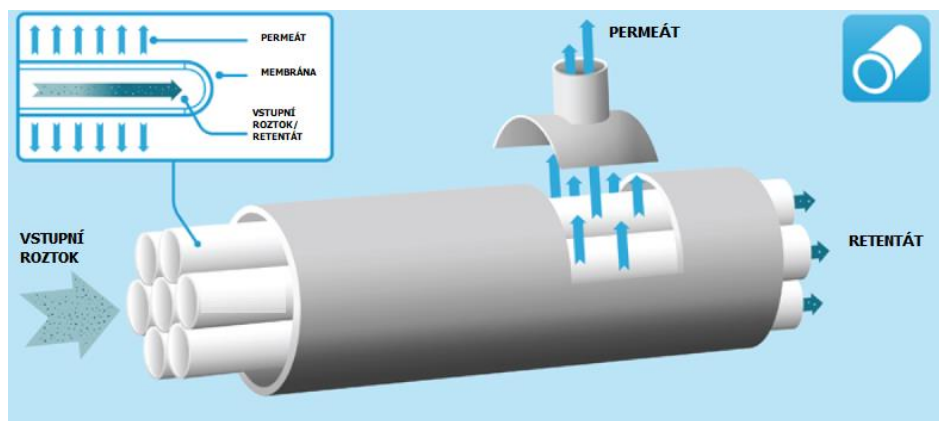
Průmyslové membrány se konfigurují tak, aby dosáhly co největší filtrační plochy na relativně malý objem. Membránové moduly jsou jednou z nejdůležitějších částí procesu, které řídí provozní parametry a běžně se vyrábí ve čtyřech modulových konfiguracích [18].

- Deskový modul – má nejjednodušší konstrukci. Skládá se z řady plochých listů membrán, které jsou modulovány do desek a následně vloženy do rámců. Tento typ membrány zpracuje malý objem vstupního roztoku vzhledem k její ploše. Hlavní výhoda spočívá v jednoduchosti čištění, proto se používají v aplikacích s vyšším obsahem nerozpuštěných látek. Mezi nevýhody patří vyšší náchylnost k zanášení [18]. Schématické zobrazení je uvedeno na obr. 13.



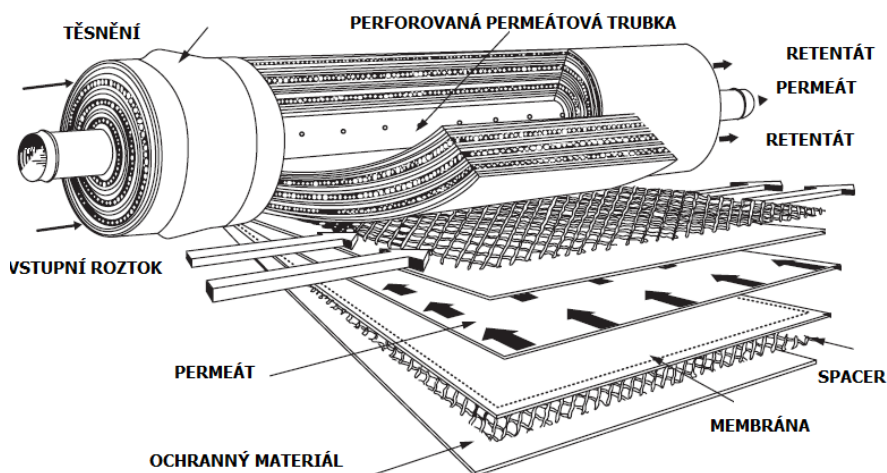
Obr. 13: Deskový modul [36]

- Trubkový modul – má největší uplatnění v aplikacích s vyšším obsahem pevných látek především v biologickém či zpracovatelském průmyslu. Trubkové moduly se stavbou v zásadě podobají trubkovým výměníkům, kde vstupní voda proudí v trubkách a permeát proudí v plášti. Tyto speciální membránové trubky jsou podepřeny perforovanými nerezovými trubkami, přes které permeát prochází. Výrobní náklady jsou relativně vysoké vzhledem k ploše membrány a energeticky jsou nejméně výhodné z hlediska přečerpávání velkého množství kapaliny velkým prostorem uvnitř trubek [18]. Trubkový modul je zobrazen na obr. 14.



Obr. 14 Trubkový modul [37]

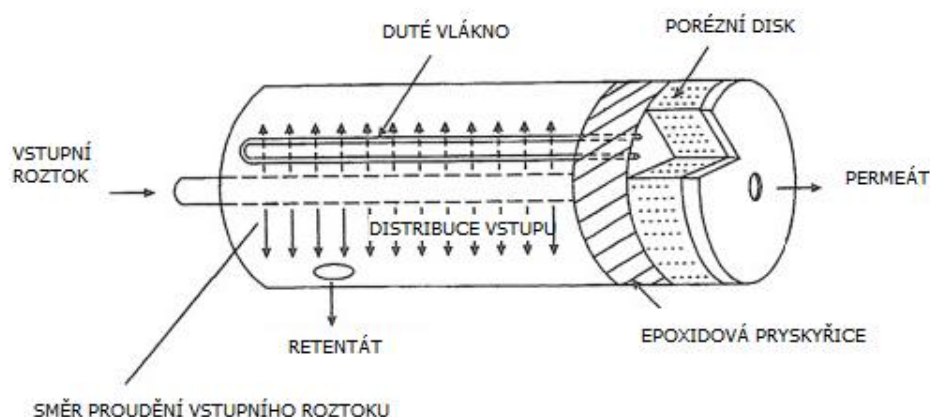
- Spirálově vinutý modul – jsou matematicky nejpropracovanější a díky optimalizované geometrii jsou nejvíce používané v komerční sféře [38]. Skládají se ze spirálovité konstrukce, která začíná dvěma vrstvami membrány zády k sobě s porézním materiálem z nylonové trikotové síťoviny, kudy protéká permeát. Listy membrány s distanční vložkou jsou na třech stranách připevněny tak, aby mohl permeát proudit pouze jedním směrem. Tyto listy jsou pak umístěny společně s polypropylenovou síťovinou, které umožňují proudění vstupního roztoku s retentátem. Takto stočené listy membrán jsou namotány na perforovanou trubku. Vstupní materiál je přiveden tangenciálně k povrchu membrány a opouští modul na druhé straně. Permeát prostupuje membránou kolmo k povrchu a je jímán pomocí „permeátových kanálků“ odkud stékají do středu modulu a odchází skrz perforovanou trubku. Moduly jsou vzájemně propojeny pomocí speciálního propojovacího vedení s O-kroužky, aby se zajistilo těsnění. Tyto moduly jsou relativně drahé díky své komplexní konstrukci. Pokud vysoké náklady však stáhneme k ploše membrány, rapidně se cena sníží [18]. Spirálově vinutý modul je zobrazen na obr. 15.



Obr. 15: Spirálově vinutý modul [39]

- Duté vlákno – moduly s dutým vláknem jsou membrány formované do „trubek“ o malém průměru (85 μm). Tyto vlákna jsou velmi flexibilní a podobají se lidskému vlasu. Na povrchu tohoto vlákna je tenký film o tloušťce 0,5 μm . Vlákna jsou přeložena na polovinu a otevřený konec každého vlákna je zalitý v epoxidové trubičce, zatímco druhý konec je zalitý v epoxidu (neporézním bloku). Vstupní roztok je přiváděn z venku dovnitř, což vyžaduje menší pevnost vlákna a menší tlakové ztráty. Mezi hlavní

výhody patří cena vzhledem k ploše membrány. Tak jako u spirálově vinutého modulu se obtížně čistí [18]. Tento modul se uplatňuje v MF a v RO při desalinaci mořské vody. Pracují při velmi malém tlaku, proto nevyžadují talková pouzdra [38]. Schématické zobrazení je uvedeno na obr. 16.

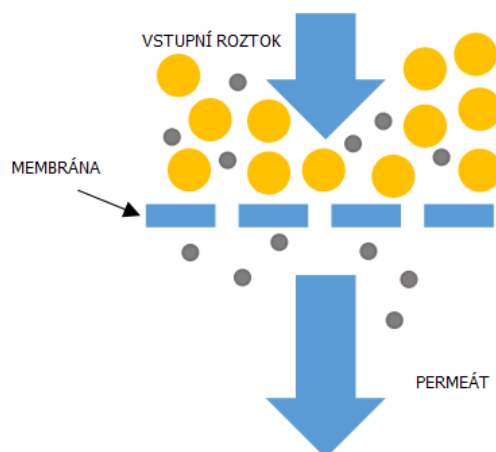


Obr. 16: Moduly s dutým vláknem [18]

3.3.3 Proudění

Základní rozdělení průtoku u membránové filtrace je tzv. mrtvý konec („dead – end“) nebo příčné („cross – flow“).

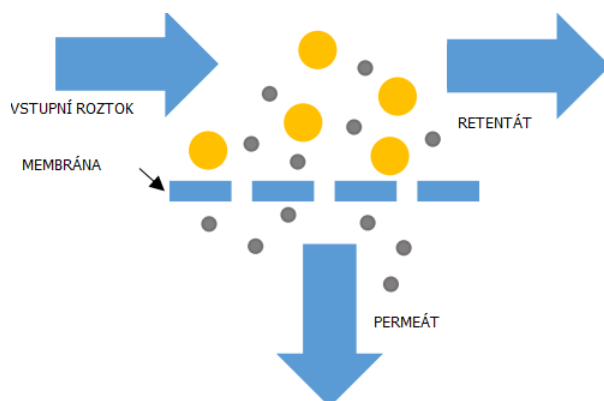
- Mrtvý konec – vstupní suspenze proudí kolmo k membráně, jak lze vidět na obr. 17. Separované částice se akumulují na povrchu membrány a vytváří filtrační koláč, což má při dlouhodobém používání za následek snížení účinnosti a průtoku [40].



Obr. 17: Filtrace dead-end [40]

- Příčné – vstupní suspenze je přivedena podél membrány. Konstantní turbulentní proudění podél membrány zabraňuje akumulaci částic na jejím povrchu. Pomocí tlakového spádu proudí permeát skrz membránu, zatímco koncentrát membrány proudí ve směru vstupní suspenze, jak lze vidět na obr. 18. Tento způsob proudění je vhodný pro separaci suspenzí s vysokou koncentrací pevných látek, protože je méně náchylný k zanášení. Je však nutné

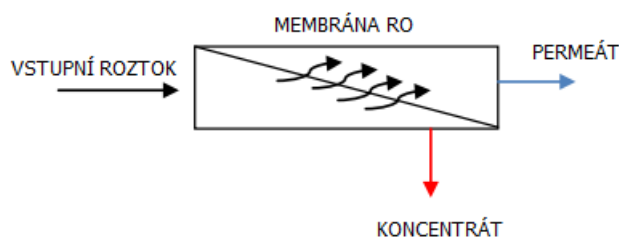
zajistit vyšší rychlost proudění vstupní suspenze, aby nedocházelo k akumulaci retenčních částic [40].



Obr. 18: Příčná filtrace cross flow [40]

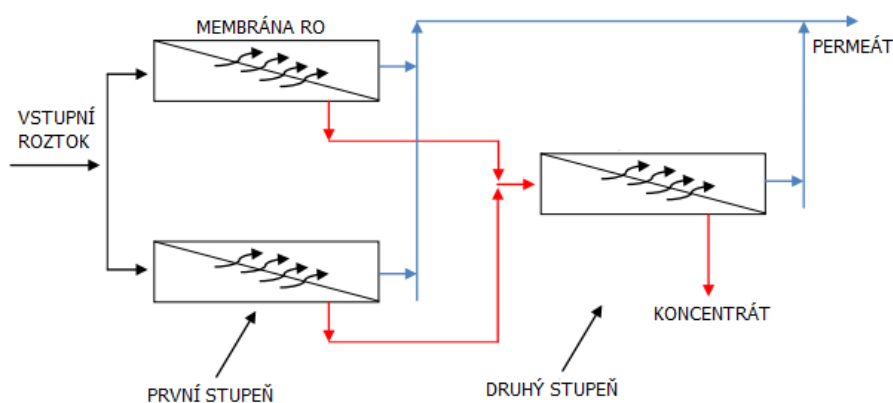
3.3.4 Uspořádání

- Jednostupňové uspořádání – nejjednodušší, vstupní roztok vstupuje do membrány, kde se rozdělí na permeát a retentát [41]. Zobrazeno na obr. 19.



Obr. 19: Jednostupňová konfigurace [41]

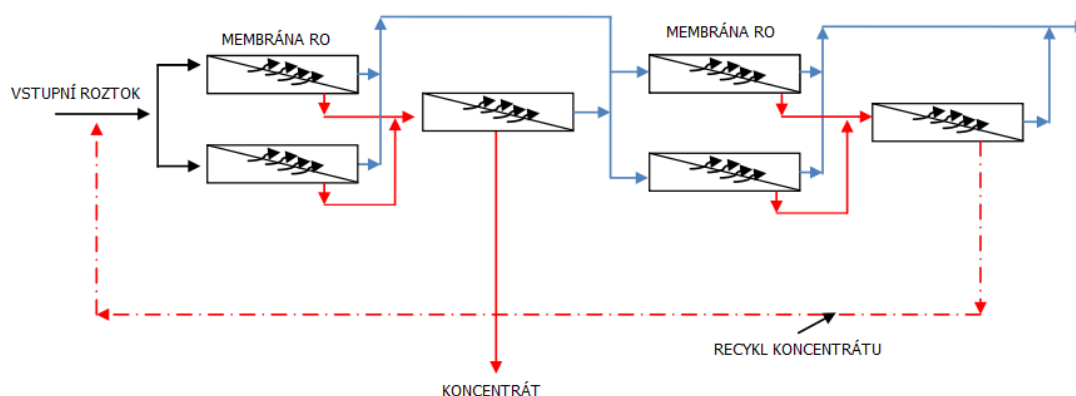
- Dvoustupňové uspořádání – vstupní roztok proudí do první membrány, kde se separuje na permeát a koncentrát. Koncentrát poté vstupuje do druhé membrány jako vstupní roztok a proces se opakuje. Tento proces znázorňuje obr. 20.



Obr. 20: Dvoustupňová konfigurace [41]

- Dvouchodové uspořádání – permeát i koncentrát proudí z první membrány následně do dalších membrán, kde dochází znovu k čištění, čímž se získá permeát s velmi vysokou

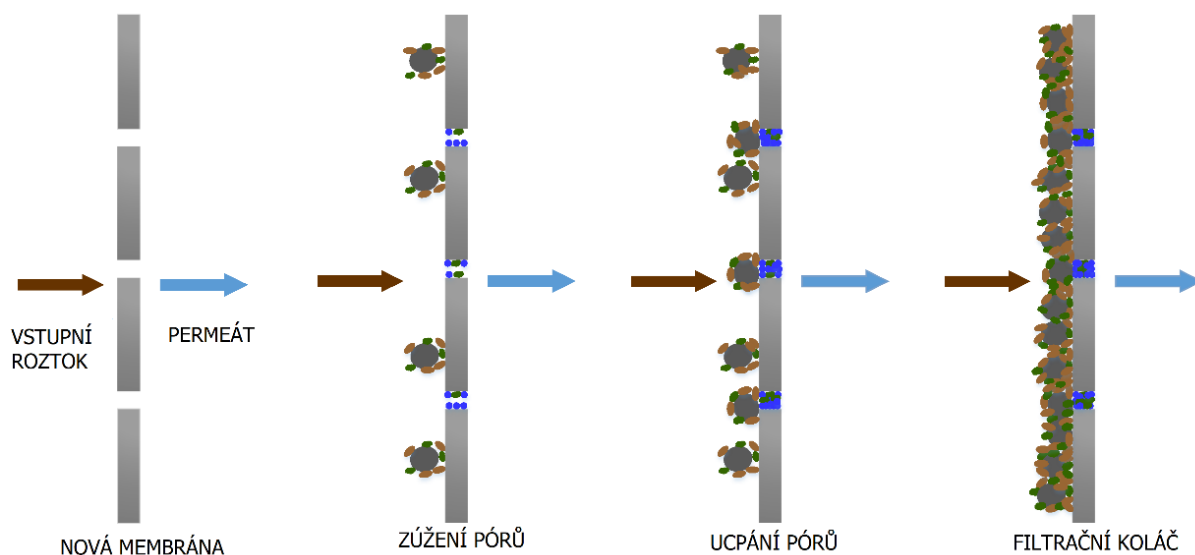
čistotou. Recykl je vratka, koncentrát z posledního chodu membrány se vrací na začátek separace. Schéma dvouchodového uspořádání je zobrazeno na obr. 21.



Obr. 21: Schéma dvouchodového uspořádání s recyklem [41]

3.4. Zanášení

Membránové technologie mohou být konkurenceschopné vůči jiným metodám při separaci znečišťujících látek, jejich hlavní překážkou je znečištění membrány. Znečištění membrány neboli zanášení je proces vedoucí ke ztrátě účinnosti v důsledku ukládání separovaných částic na vnějším povrchu membrány. Fyzikálně – chemické interakce, ke kterým dochází mezi usazeným materiálem a póry membrán, vedou k ucpání pórů nebo jejich zúžení a k tvorbě koláčů. To má za následek pokles průtoku permeátu, zvýšení nákladů v důsledku energetické náročnosti, údržby, četnosti čištění a snížení životnosti membrány [25]. Postupné zanášení znázorňuje obr. 22.



Obr. 22: Postupné zanášení [25]

Zanášení membrány způsobuje snížení toku při konstantním transmembránovém tlaku nebo naopak jeho zvýšení při zachování průtoku. Je to komplexní jev a nastává ve 3 fázích [42]:

- Adsorpce – specifická interakce mezi membránou a suspenzí. Může k ní dojít na povrchu i uvnitř pórů.
- Ucpání pórů – částice dle své velikosti buď úplně nebo jen částečně ucpe pór a zamezí průtoku suspenze.
- Vytvoření filtračního koláče – ukládání částic, které tvoří vrstvy na povrchu membrány.

Hydrofilní či hydrofobní povaha ovlivňuje zanášení membrány. Stanovení těchto vlastností se provádí pomocí měření kontaktního úhlu kapky vody na jejím povrchu. Menší úhel vyjadřuje hydrofilní vlastnosti, zatímco větší úhel hydrofobní. Čím více má materiál hydrofilní povahu, tím menší je adsorpce částic jako jsou například proteiny. Na druhé straně hydrofobní látky mají tendenci adsorbovat hydrofobní látky v odpadní vodě, což vede k většímu znečištění. Proto se hojně využívají kompozitní membrány, kde se spojí robustnost hydrofobního materiálu a nízká náchylnost k zanášení u hydrofilních materiálů [25].

Sklon k zanášení ovlivňují především tři faktory [42]:

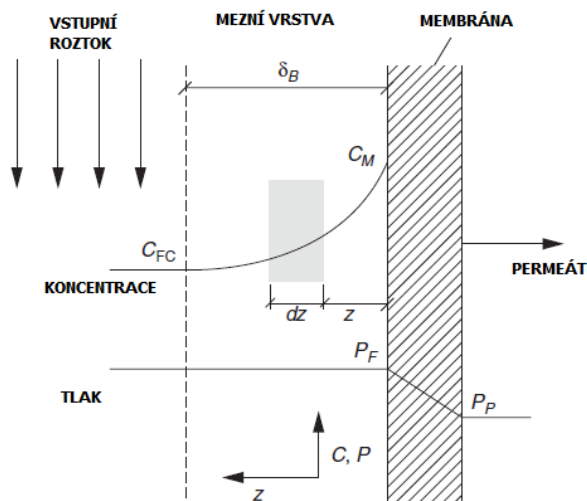
- Vlastnosti membrány – materiál, hydrofobicita, náboj, drsnost povrchu.
- Složení suspenze – druh a koncentrace látek, pH, přítomnost iontů.
- Hydrodynamické podmínky – průtok permeátu, rychlost, tlak, teplota atd.

Sklonu k zanášení lze částečně předejít vhodnou úpravou suspenze před samotnou membránovou separací jako je koagulace, flokulace, ozonace, adsorpce nebo MF/UF [42].

Rozlišujeme čtyři hlavní metody čištění membrán [43]:

- Mechanické – velké mycí houby nebo ultrazvukové vlny.
- Hydraulické – změny tlaku, změny směru průtoku.
- Chemické – kombinace chemikálií.
- Elektrické – vyvolání elektrického pole.

U membrán RO je typickým fenoménem zanášení tzv. **koncentrační polarizace**. Je to proces akumulace rozpustných látek blízko povrchu membrány. U klasické membránové filtrace se látky, které neprojdou skrz membránu, akumulují na jejím povrchu a vytvoří filtrační koláč. Retence rozpustných látek je však u RO odlišná. Rozpustné látky zůstanou v roztoku a vytvoří mezní vrstvu o vyšší koncentraci, což způsobí polarizaci. Vstupní roztok pak má menší koncentraci rozpustných látek než je v mezní vrstvě, což má negativní vliv na výkon RO. Koncentrační polarizace vede ke snížení průtoku v důsledku zvýšení osmotického tlaku a ke snížení retence látek [22]. Tento jev je zobrazen na obr. 23.



Obr. 23: Koncentrační polarizace [22]

V následujících kapitolách jsou blíže popsány základní typy membránových technologií.

3.5. Mikrofiltrace

Mikrofiltrace je jednou z nejstarších membránových technologií. Ke komerčnímu rozvoji došlo v 60. letech 20. století v biologickém a farmaceutickém průmyslu. Během dalších let došlo k masivnímu rozvoji i v dalších aplikacích jako je potravinářský průmysl či v čištění odpadních vod. MF se využívá pro separaci nečistot (částic, virusů a bakterií) z roztoku. Separace je založena na síťovém efektu, kde velikost pórů se pohybuje okolo 0,1 až 1 μm . Některé zdroje uvádí 0,1 až 10 μm [3]. Hydrodynamický odpor je u MF nízký, proto lze použít nízké tlaky (0,1 až 3 bar), čímž se snižuje energetická náročnost a zvyšuje se životnost membrány s ohledem na mechanickou odolnost. [44].

Vzhledem k relativně velké velikosti pórů membrány je MF využívána v počátečních fázích čištění odpadních vod. Nejdříve je však nutné oddělit písek a další látky, které by mohly membránu poškodit, pomocí filtrů o velikosti pórů v řádu desítek mikrometrů [45]. Velkým problémem je však zanášení biologického původu, proto je nutný další vývoj v této oblasti [44].

3.6. Ultrafiltrace

Cílem vývoje UF membrán bylo vytvořit filtraci podobnou reverzní osmóze o vysokém průtoku. První komerční membrána byla uvedena na trh v polovině 60. let 20. století s vývojem asymetrických membrán. Separace je založena stejně jako MF na síťovém efektu. Rozdíl oproti membránám RO je takový, že podél membrány nevzniká tak velký osmotický tlak. To je způsobeno větší velikostí pórů, který se pohybuje mezi 1 až 100 nm. Pomocí UF lze separovat makromolekulární a koloidní částice o molární velikosti 10 000 g/mol a více. Hnací síla pro UF se používá mezi 1 až 10 bary. UF je hojně využívána v potravinářském průmyslu především v mlékárenství, v polovodičovém, farmaceutickém či papírenském průmyslu či jako předčištění před NF či RO [3].

Ultrafiltrací digestátu se zabývá studie [46] z prasečího hnoje v laboratorním měřítku. Byla použita trubkovitá membrána o ploše 0,1 m^2 z materiálu PVDF a tlaku 1 bar. UF byla aplikována na třech vzorcích prasečího hnoje, kde každý měl jiný typ předfiltrace. Výsledky studie jsou zobrazeny v tabulkách 3, 4 a 5.

Tabulka 3: Výsledky UF na prasečím digestátu s filtrační úpravou [46]

Parametr	Jednotka	Filtrovaný a usazený fugát – před	Filtrovaný a usazený fugát – po	Retence [%]
Pevné látky	mg/l	12000	5000	58,3
Usazeniny	mg/l	7000	0	100
CHSK	mg/l	41000	20000	51,2
Celkový fosfor	mg/l	1190	150	87,4

Tabulka 4: Výsledky UF na prasečím digestátu s biologickou úpravou [46]

Parametr/látka	jednotka	Filtrovaný, usazený a biologicky předupravený fugát – před	Filtrovaný, usazený a biologicky předupravený fugát – po	Retence [%]
Pevné látky	mg/l	2500	2000	20
Usazeniny	mg/l	500	0	100
CHSK	mg/l	500	160	68
Celkový fosfor	mg/l	40,5	30	25,9

Tabulka 5: Výsledky UF na prasečím fugátu [46]

Parametr/látka	jednotka	Fugát – před	Fugát – po	Retence [%]
Pevné látky	mg/l	20000	7000	65
Usazeniny	mg/l	13000	0	100
CHSK	mg/l	30000	15000	50
Celkový fosfor	mg/l	160	80	50

Z výsledků vyplývá 100% retence u usazenin, protože jsou tvořeny částicemi o velkém průměru. Chemická spotřeba kyslíku se snížila přibližně na polovinu. Nicméně rozpustné látky odstraněny nebyly, a proto je nutné použít další technologie k jejich separaci.

Z další studie [47], která se zabývala zpracováním digestátu pocházejícího z dobytčího hnoje, vyplývají výsledky zobrazeny v tab. 6.

Tabulka 6: Výsledky UF digestátu ze studie [47]

Parametr/látka	Vstup [mg/l]	Permeát [mg/l]		Vstup [mg/l]	Permeát [mg/l]
Pevné látky	26,3	3,8	Ca^{2+}	85	21
Usazeniny	21,2	-	Mg^{2+}	76	17
pH	8	8,5	Cl^-	1004	1000
Na^+	570	550	SO_4^{2-}	10	10
NH_4^+	1024	840	PO_4^{3-}	27	27
K^+	1536	1500			

Z výsledků uvedených v tab. 6 lze konstatovat, že zachyt jednomocných solí je velmi nízký, zatímco dvojmocné kationty mají značně vyšší retenci. K signifikantní retenci došlo u pevných látek, což výrazně snižuje zanášení u dalších stupňů úpravy.

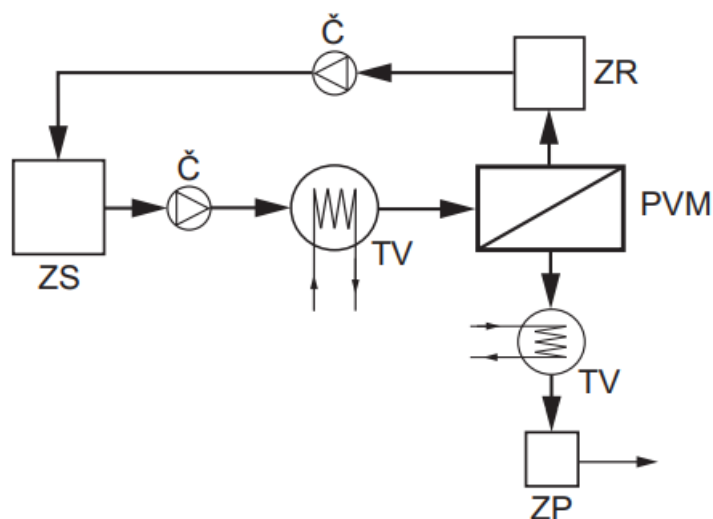
3.7. Nanofiltrace

Nanofiltrace představuje přechod mezi ultrafiltrací a reverzní osmózou. Mechanismus separace je založen jak na síťovém, tak na neporézním rozpustnostně – difuzním mechanismu. Jde o komplexní mechanismus, který kombinuje Donnanové, dielektrické a transportní účinky. Neutrální částice jsou separovány na základě síťového mechanismu. Nabitě částice jsou zachyceny díky náboji membrány. Dielektrické účinky vyloučení jsou velice složité a jejich skutečná povaha separačních mechanismů je sporná [42].

Pomocí nanofiltrace lze separovat částice o velikosti 1 nm, NF membrány jsou v kontaktu s vodnými roztoky částečně nabitě, což je způsobeno disociací funkčních skupin na povrchu membrán nebo adsorpcí nabitých rozpouštěných látek. Membrány NF jsou účinné při separaci anorganických solí a malých organických molekul. Pomocí NF lze účinně separovat dvojmocné soli, nikoli však jednomocné. Hlavní výhoda oproti RO spočívá ve vyšším stupni konverze permeátu. Toho se využívá při čištění podzemních, povrchových i odpadních vod. Kromě typického účelu tedy k separaci dvojmocných solí a malých organických látek se v poslední době NF více používají k odstranění např. arsenu či persistentních organických látek [42]. K čištění fugátu však NF není vhodná kvůli nízké retenci jednomocných solí, které jsou ve fugátu přítomné [12].

3.8. Pervaporace

Pervaporace je separace látek spojená se změnou fáze. Zahřátý kapalný roztok je přiveden do kontaktu s membránou, ve které se složky rozpouštějí a difundují. Na permeátové straně membrány dojde k odpaření a permeanty přecházejí do plynné fáze [48]. Hnací silou procesu je chemický potenciál vztažený k parciálnímu tlaku par v plynné a kapalně fázi. Rozdílu těchto tlaků je dosaženo snížením tlaku na permeátové straně membrány, prouděním inertního nosného plynu podél permeátového povrchu membrány či teplotním rozdílem [49]. Plynný permeát je na konci procesu veden do kondenzátoru, kde je uveden zpátky do původní kapalně fáze. Tento typ separace je vhodný pro azeotropické směsi či směsi s malým obsahem jedné složky [35]. Velikost částic, které lze zachytit pomocí pervaporační membrány je shodný s reverzní osmózou. Schéma typického uspořádání pervaporace s recirkulací retentátu je zobrazeno na obr. 24.



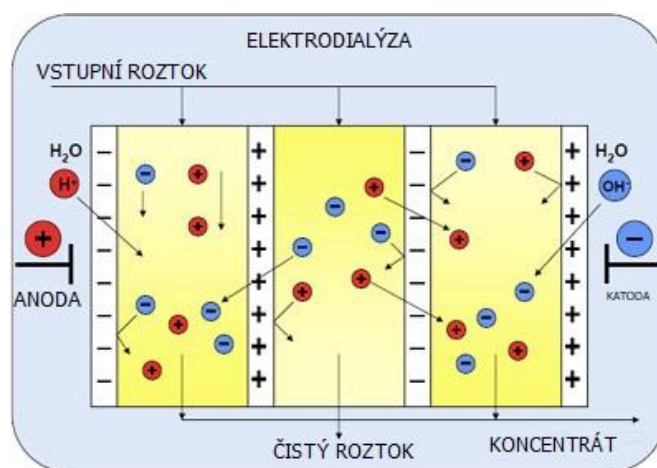
Obr. 24: Typické uspořádání pervaporace s recirkulací [35]

Mezi nevýhody této metody patří stále vysoká cena, nízká dostupnost membrán a vysoká citlivost provozních podmínek [50].

3.9. Elektrodialýza

Elektrodialýza (ED) je proces membránové separace, která využívá jako hnací sílu elektrický potenciál přes dvě iontoměničové membrány. Membrána je umístěna mezi dvěma elektrodami. Kationty jsou přitahovány katodou (záporně nabitou elektrodou) a přecházejí skrz membránu, která propouští pouze kladně nabitě částice. Stejným principem jsou přes druhou membránu přitahovány anionty. Účinnost ED závisí na koncentraci iontů, pH, průtoku a na vlastnostech membrány [51].

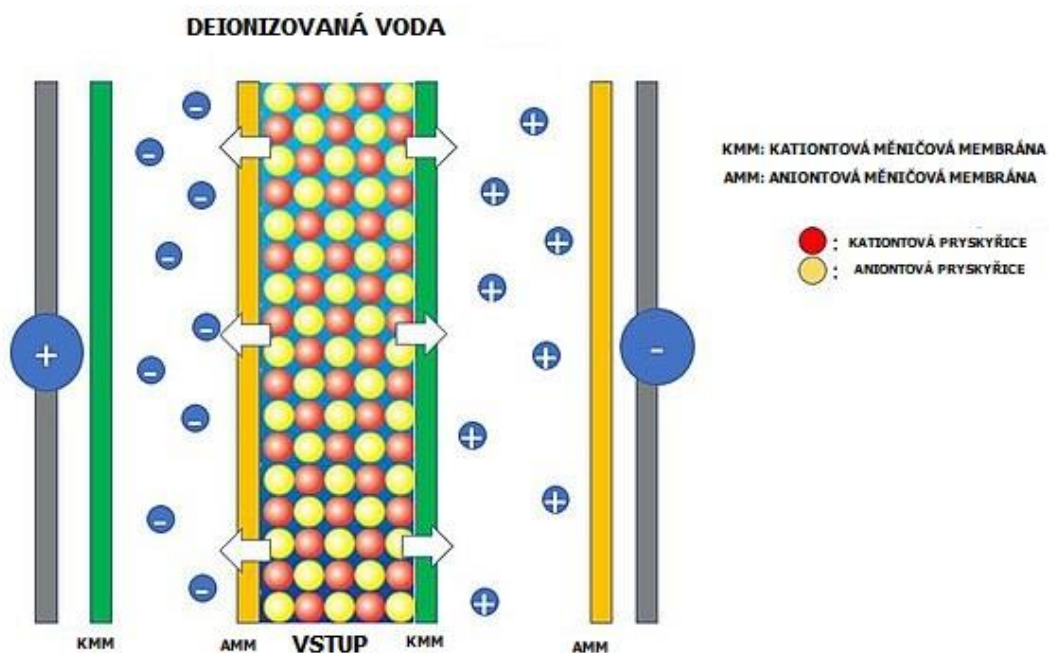
ED má velké využití v čištění odpadních vod především v odstranění rozpuštěných látek. Hlavní výhoda spočívá ve vysokém stupni konverze, nízké potřebě předčištění a nízké energetické náročnosti spojené s čerpáním vstupního roztoku. Velikost částic, které přes speciální membránu projdou, je srovnatelná s RO. Hlavní aplikací ED spočívá v odstranění solí z vodných roztoků, především k výrobě pitné vody z brakické vody o nízké koncentraci solí [51]. Limitující omezení v masivnějším rozšíření spočívá v tom, že pomocí této metody nelze separovat neutrální částice, viry a bakterie. S rostoucí salinitou vstupního roztoku též roste napětí mezi elektrodami, které je nutné použít, což je velmi nákladné. Snížení životnosti kvůli korozi může způsobit chlór, který se produkuje u anody [49]. Schéma této metody je zobrazeno na obr. 25.



Obr. 25: Elektrodialýza [52]

3.10. Elektrodeionizace

Elektrodeionizace (EDI) funguje na podobném principu jako ED. Oproti ED se liší tím, že je v průtokových kanálech obsažena iontoměničová pryskyřice, která zvyšuje tok iontů a zlepšuje elektrickou vodivost. Pomocí této metody lze dosáhnout vyšší separace iontů než ED, za předpokladu zpracování vstupního roztoku na nízkou koncentraci iontů. Tuto technologii lze využít v kombinaci s RO k dosažení čisté vody o vysoké kvalitě. Tato technologie je však náchylná na zanášení a má vysoké náklady na údržbu [53]. Schéma elektrodeionizace je zobrazeno na obr. 26.

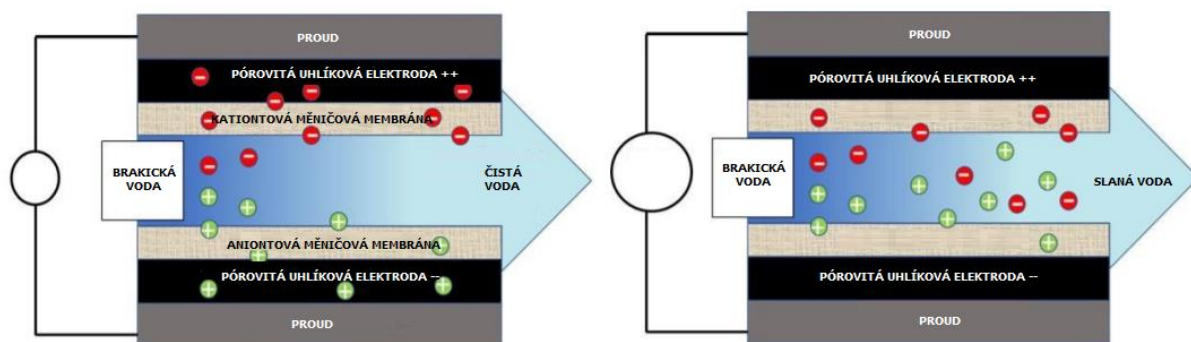


Obr. 26: Elektrodeionizace [54]

3.11. Membránová kapacitní deionizace

Membránová kapacitní deionizace (MKD) je proces, při kterém dochází k odstraňování iontů z vodného roztoku působením elektrického pole obdobně jako u ED. Elektrické pole se vytvoří pomocí dvou opačně nabitých porézních elektrod, mezi které se umístí speciální (iontoměničové) membrány. Ionty jsou z vodného roztoku odstraněny působením přitažlivých

sil opačně nabitých elektrod, které se zachytí v jejich pórech. Při nasycení lze ionty uvolnit zpět snížením nebo obrácením aplikovaného napětí [55]. To lze vidět na obr. 27.



Obr. 27: Membránová kapacitní deionizace [56]

Hlavní rozdíl mezi ED a MKD spočívá v akumulaci iontů, kdy v MKD jsou zachyceny v porózní elektrodě (aktivní uhlí), zatímco u ED jsou ionty akumulovány do koncentrovaného roztoku. MKD má velký potenciál v energetické náročnosti vzhledem k RO nebo MD zejména u roztoků s nízkou koncentrací iontů [55].

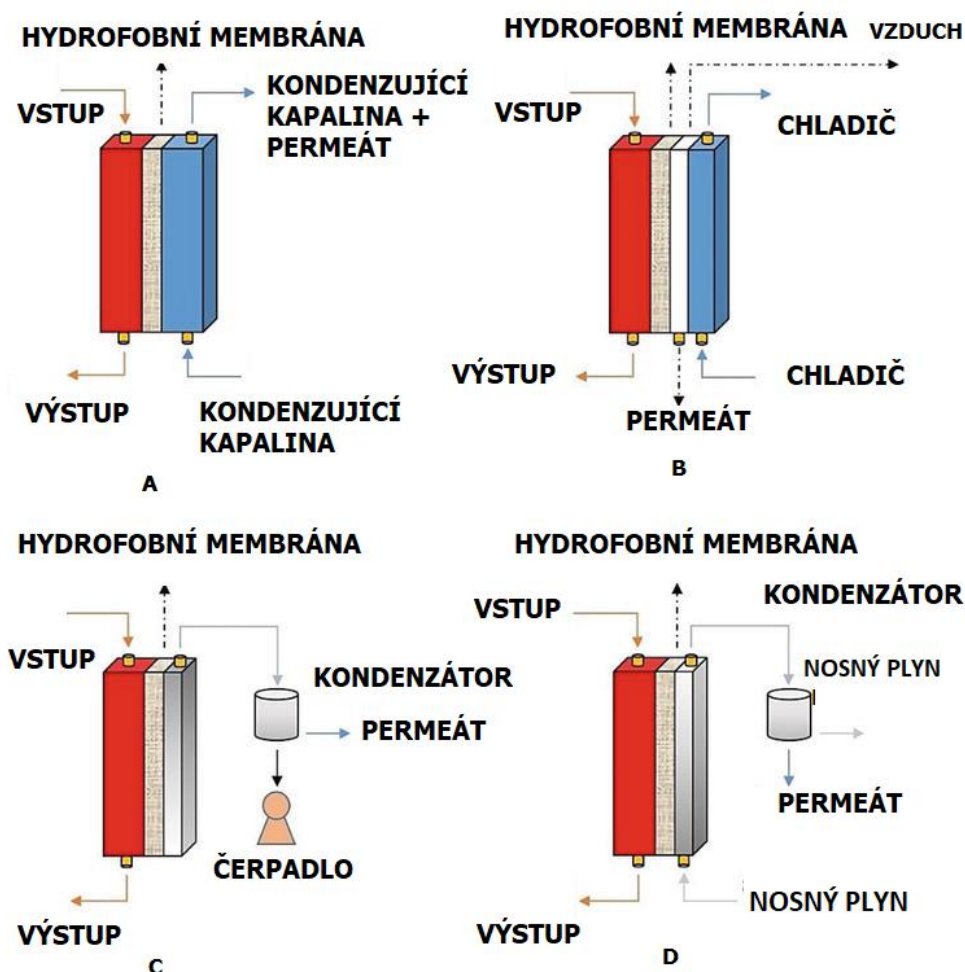
3.12. Membránová destilace

Membránová destilace (MD) je technologie pro čištění slané vody a odpadních vod s vysokou retencí. MD je tepelný proces založený na separaci molekul par přes mikroporózní hydrofobní membránu, která může mít póry o velikostech 10 nm až 1 μ m. Molekuly vody v kapalně fázi neprojdou přes membránu díky hydrofobní povaze materiálu, zatímco molekuly vodní páry a další těkavé složky přes membránu projdou. Ty pak na druhé straně membrány zkondenzují. Hnací silou je rozdíl tlaku par vyvolaným teplotním rozdílem na povrchu membrány [57].

Pro udržení hnací síly se používají různé konfigurace MD, které se liší ve způsobu kondenzace [58]:

- MD s přímým kontaktem – kondenzační kapalina, která má nižší teplotu než vstupní kapalina, proudí přes permeátovou stranu membrány. Po odpaření vody a těkavých látek dojde k jejich průchodu póry a kondenzují v proudě chladné kapaliny.
- Vakuová MD – snížení tlaku na permeátové straně je dosaženo pomocí vakuových čerpadel, které nasávají molekuly páry přes póry. Kondenzace probíhá v externím kondenzátoru mimo MD modul.
- MD se vzduchovou mezerou – mezi permeátovou stranou membrány a kondenzační stěnou je umístěna vzduchová vrstva, která má za účel snížit tepelné ztráty vedením. Molekuly páry prochází skrz póry i vzduchovou vrstvu, kondenzují na chladném povrchu kondenzační stěny.
- MD s nosným plynem – do kondenzační komory je vháněn studený inertní plyn, který „strhává“ prostupující molekuly par. Ke kondenzaci dochází jako u vakuové MD mimo modul. V důsledku přenosu tepla mezi parami a inertním plynem lze na permeátové straně aplikovat chladnou stěnu, která minimalizuje účinek přenosu tepla. Tato metoda se nazývá termostatická MD s nosným plynem.

Schéma jednotlivých metod je zobrazeno na obr. 28.



Obr. 28: Konfigurace MD [58]

Mezi hlavní výhody této technologie patří vysoká retence netěkavých organických látek a nižší provozní tlak než u RO a nižší provozní teplota než u konvenčních destilačních procesů. MD však čelí výzvám jako jsou vysoká energetická náročnost pro ohřev a nízká dostupnost membrán. Nicméně i tak má tato metoda vysoký potenciál aplikace v průmyslovém měřítku [59].

Membránovou destilaci lze použít k separaci amoniaku z fugátu díky rozdílnému tlaku par jednotlivých složek. Na rozdíl od RO je nutné, aby byl amoniak ve formě NH_3 nikoli NH_4^+ , čehož se dosáhne zvýšením pH. Při optimálním nastavení provozních podmínek lze dosáhnout až 99 % retence amoniaku [45].

3.13. Reverzní osmóza

3.13.1 Historie

Osmotický jev přes polopropustnou membránu byl poprvé objeven v roce 1748 Jeanem Antoinem Nollem. Možnosti odsolení vody pomocí polopropustných membrán se poprvé začali věnovat vědci z Kalifornské univerzity na konci 40. let dvacátého století. První úspěšný pokus s odsolením pomocí RO nastal v polovině 50. let, nicméně průtok membránou byl příliš nízký ke komerčnímu použití. Výzkum se proto zaměřil na zmenšení tloušťky membrány

a v roce 1959 došlo k vytvoření první asymetrické membrány RO. S rozvojem spirálově vinutého modulu pak došlo v roce 1965 k první aplikaci RO na odsolení vody [18].

3.13.2 Princip

Osmóza je jev, při kterém dochází k transportu rozpouštědla přes polopropustnou membránu z oblasti s nízkou koncentrací látek do oblasti s vyšší koncentrací. Hnací silou tohoto jevu je rozdíl chemického potenciálu. Odvození vychází z definice Gibbsovy volné energie [19].

$$dG = dH - TdS - SdT \quad (3.3)$$

$$dH = dE + PdV + VdP, \quad (3.4)$$

kde G je Gibbsova volná energie

H je entalpie

T je teplota

S je entropie

E je vnitřní energie

P je tlak

V je objem.

Sečtením rovnic (3.3) a (3.4) se dostane výraz

$$dG = dE + PdV + VdP - TdS - SdT. \quad (3.5)$$

Z prvního zákona termodynamiky vyplývá:

$$dE = dq + d\omega, \quad (3.6)$$

kde q je teplo

ω je vykonaná práce.

Za předpokladu, že je děj vratný a nekoná se jiná než objemová či technická práce, z druhého zákona termodynamiky vyplývá:

$$dq - TdS = 0 \quad (3.7)$$

$$d\omega + PdV = 0. \quad (3.8)$$

Spojením rovnic (3.5) a (3.8) získáme finální úpravu

$$dG = -SdT + VdP. \quad (3.9)$$

V otevřeném systému se musí zohlednit změna hmoty

$$dG = -SdT + VdP + \mu'_i dn'_i, \quad (3.10)$$

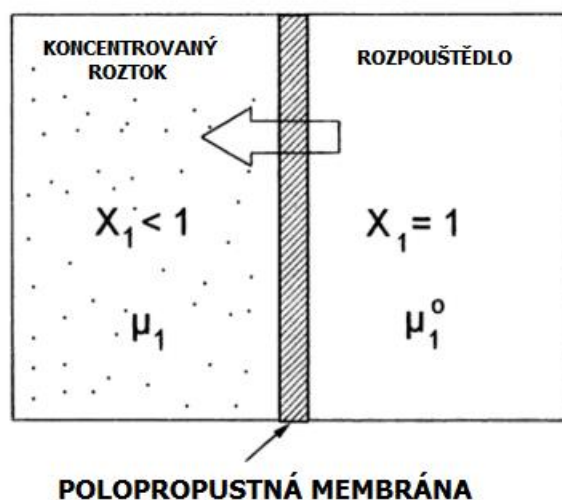
kde μ'_i je chemický potenciál

n'_i je počet molů.

Z rovnice (3.10) se vyjádří chemický potenciál

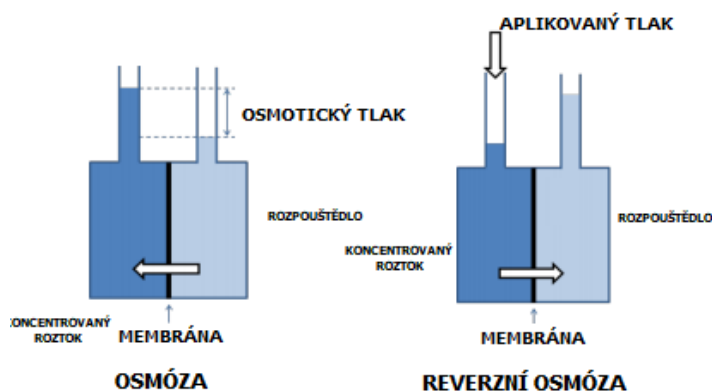
$$\mu_i = \left(\frac{\partial G}{\partial n_i} \right)_{T,P,n_j} \quad (3.11)$$

Chemický potenciál je v zásadě hnací síla vyjádřena pomocí změny volné energie v závislosti na změnu složení systému. Aplikaci tohoto systému lze pozorovat na obr. 26. V levé části se nachází koncentrovaný roztok, který je oddělený polopropustnou membránou od zředěného roztoku. Roztok v pravé části má standardní chemický potenciál μ_i^0 , který vyjadřuje změnu volné energie vztaženou na jeden mol látky a obsahuje pouze čisté rozpouštědlo o molárním zlomku X_1 . Koncentrovaný roztok, který má molární zlomek čistého rozpouštědla $X_1 < 1$, a tím i jeho chemický potenciál $\mu_i < \mu_i^0$. Přidáním jakékoli látky do čistého rozpouštědla má za následek zvýšení entropie. Z rovnice (3.1) vyplývá, že zvýšením entropie nastane snížení Gibbsovy volné energie a tím i snížení chemického potenciálu. Jelikož jsou tyto dva roztoky odděleny polopropustnou membránou, která v ideálním případě propustí pouze čisté rozpouštědlo, dojde k dosažení rovnováhy chemických potenciálů tím, že se čisté rozpouštědlo transportuje přes membránu, aby došlo ke snížení koncentrace. Tento jev se nazývá osmóza a je zobrazen na obr. 29 [19].



Obr. 29: Osmóza [19]

K vyrovnaní chemických potenciálů by však nikdy nemělo dojít, protože koncentrovaný roztok bude mít vždy menší hodnotu molárního zlomku než čisté rozpouštědlo. V praxi se však při zvýšení sloupce roztoku vyvolá vyšší hydrostatický tlak, který se nazývá osmotický. Zředěný roztok tedy přestane proudit přes membránu, kdy dojde k vyrovnaní chemického potenciálu s osmotickým tlakem [19]. Tento jev je přehledně znázorněn na obr. 30.



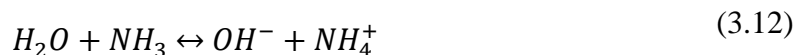
Obr. 30: Reverzní osmóza [53]

Při reverzní osmóze nastává děj opačný, tedy působením tlaku na koncentrovaný roztok dojde k přechodu rozpouštědla z koncentrovaného roztoku do zředěného roztoku. K tomu je zapotřebí vyvinout tlak k překonání osmotického tlaku, který je výrazně vyšší než při dříve zmíněných membránových filtracích. To výrazně zvyšuje energetickou náročnost i mechanickou odolnost membrány [19].

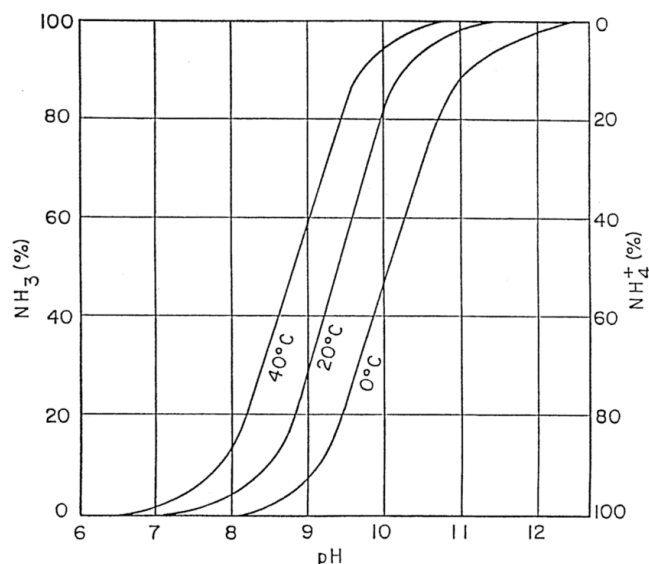
3.13.3 Aplikace

RO membrány jsou často záporně nabitě kvůli přítomnosti ionizovaných látek v materiálu membrány jako jsou např. karboxyláty. Tím jsou záporně nabitě ionty odpuzovány a kladně nabitě ionty mohou být též odpuzovány, aby se zachovala elektroneutralita ve vstupním roztoku a v permeátu. Polární látky jako je například voda snadno projdou skrz membránu díky přítomnosti polárních a vodíkově vázatelných funkčních skupin. Malé molekuly vody mají vysoký průtok přes membránu. Rozpuštěné plyny jako jsou H_2S nebo CO_2 , které jsou relativně malé, neutrální a polární snadno projdou skrz membránu. Jednomocné ionty Na^+ a Cl^- pronikají membránou lépe než dvojmocné ionty Ca^{2+} či Mg^{2+} , protože mají větší elektrostatický odpor. I přesto je záchyt jednomocných iontů až 99% [22].

Velkou výzvou při zpracování fugátu spočívá v separaci amonných látek. Ten se vyskytuje v plynné formě NH_3 či ve formě kationtu NH_4^+ . Tvorba amoniaku souvisí s mikrobiálním rozkladem dusíkatých sloučenin jako je močovina, která je typická pro vstupní substrát k AF. Plynná forma amoniaku NH_3 je malá neutrální těkavá molekula, která relativně snadno projde přes membránu RO. Oproti tomu molekula NH_4^+ , která je kladně nabitá, je snáze zachycena. Pro srovnání záchyt NH_3 se pohybuje okolo 10 až 40 %, zatímco u NH_4^+ byl dosažen záchyt až 98 %, jak vyplývá ze studie [60]. Amonný kationt vzniká rozpuštěním amoniaku ve vodě dle reakce (3.12)



Míra přeměny je závislá na pH a teplotě roztoku. S klesajícím pH se rovnováha posouvá doprava, tzn. že podíl amonného kationtu roste. Tato závislost je zobrazena v obr. 31 [61].



Obr. 31: Závislost přeměny amoniaku na amonný kationt [61]

Výkon RO je kromě složení roztoku závislý na dalších faktorech [22]:

- Stárnutí a zanášení membrány – má negativní vliv na množství permeátu.
- Tlak a koncentrace – průtok permeátu úzce souvisí s aplikovaným tlakem a koncentrací vstupního roztoku. Při konstantním tlaku a při zvýšení koncentrace vstupního roztoku dojde ke snížení průtoku permeátu kvůli zvýšenému osmotickému tlaku. Při zvýšení tlaku dojde ke zvýšení průtoku permeátu při konstantním průtoku koncentráту.
- Teplota – s rostoucí teplotou se zvyšuje osmotický tlak.

4. Membránová separace fugátu

Fugát je odpadní voda s vysokým obsahem rozpuštěných i nerozpuštěných látek. Nejvýznamnějším prvkem obsaženým ve fugátu je dusík, který je klíčový pro růst rostlin. Avšak pouze polovina dusíkatých sloučenin v hnojivu je využita rostlinami. Zbytek uniká do atmosféry ve formě amoniaku NH_3 či oxidů dusíku NO_x . Dochází ke znečištění půdy, vody a ovzduší. Z tohoto důvodu je zásadní zachytávat dusíkaté sloučeniny a zamezit jejich úniku do životního prostředí. Vedlejším produktem separačního procesu může být čistá voda [45].

Membránové technologie mají mnoho výhod jako jsou vysoká účinnost separace při nízké spotřebě energie, schopnost odstranění bakterií a virů a kompaktnost. Mezi hlavní nevýhody však patří zanášení, s kterým se snižuje průtok permeátu či se zvyšuje transmembránový tlak a tím i životnost a účinnost separace. Proto je vhodné použít předúpravu roztoku, aby se prodloužila životnost membrány [17].

Ve studiích, které byly provedeny na zpracování fugátu, byly použité různé typy membránových technologií. Výsledky lze jen těžko porovnat, protože každá studie pracovala s jiným typem digestátu v různých laboratorních podmínkách. Lze si však udělat představu o podobě experimentu. Shrnutí experimentálních podmínek a výsledků jsou uvedeny v tab. 7.

Tabulka 7: Shrnutí experimentálních podmínek a výsledků při předúpravě fugátu, upraveno

Reference	Technologie separace	Specifikace fugátu	Specifikace membrány	Tlak [MPa]	Složení permeátu [mg/l]
[12]	<ul style="list-style-type: none"> • polymerní flokulace • šroubový lis • RO 	prasečí hnůj	polyamid trubkovitá	-	-
	<ul style="list-style-type: none"> • vakuová filtrace • elektrodialýza • RO 	prasečí hnůj 2 % NL ² 8743 mg/l TAN ³	polyamid desková	5,5	1164 NL 1508 TAN
	<ul style="list-style-type: none"> • usazení • síťové filtrace (100 µm) • MF (0,1 µm) • RO 	prasečí hnůj 9100 mg/l NL 2004 mg/l TAN	polysulfon spirálově vinutá	5,7	0 NL 240 TAN
	<ul style="list-style-type: none"> • písková filtrace • RO 	prasečí hnůj 2800 mg/l NL 1200 mg/l TAN	spirálově vinutá	0,8	-
[60]	<ul style="list-style-type: none"> • úprava pH • vakuová filtrace • NF 	6917 mg/l NL 2565 mg/l TN	desková	2,76	78 TAN
	<ul style="list-style-type: none"> • úprava pH • vakuová filtrace (křemelina) • RO 	1066 mg/l NL 605 mg/l TAN	desková	2,76	19 TAN
	<ul style="list-style-type: none"> • úprava pH • vakuová filtrace 	6965 mg/l NL 2475 mg/l TAN	spirálově vinutá	5,5	100 TAN
	<ul style="list-style-type: none"> • úprava pH • vakuová filtrace • NF 	9544 mg/l NL 3265 mg/l TAN	spirálově vinutá	5,5	125 TAN
[62]	<ul style="list-style-type: none"> • úprava pH • pískový filtr • deskový filtr • UF (keramická membrána) • RO 	kuřecí hnůj 1600 mg/l TN ⁴ 1920 mg/l NL	diskově-trubkovitá polyamid mořskovodní polyamid	3	2,02 TN
[63]	<ul style="list-style-type: none"> • šroubový lis • NF (keramická membrána) • RO (dvoustupňová) 	směs 3965 mg/l TAN	-	1	0,32 % NL

Z výsledků studií uvedených v tab. 7 vyplývá, že koncovým prvkem separace je nejčastěji používána reverzní osmóza. Použitý tlak se výrazně liší, což je spojeno s koncentrací vstupního roztoku, která má vliv na osmotický tlak. Typy předúpravy se liší, častá je však úprava pH, která má vliv na odstranění amoniakálního dusíku.

² NL – Nerozpuštěné látky

³ TAN – Amoniakální dusík

⁴ TN – Celkový obsah dusíku

5. Návrh testovacího zařízení

Jedním z cílů této práce je navrhnout experimentální zařízení na zpracování kapalné frakce digestátu – fugátu. Při návrhu testovacího zařízení bylo vycházeno z poznatků z teoretické části práce a z odborných studií uvedených v předchozí kapitole v tabulce 7. Na základě těchto poznatků je v následující podkapitole představena volba membránové technologie. V podkapitolách 5.2 až 5.4 jsou detailněji popsány konkrétní membrány, které byly zakoupeny pro následné sestavení samotného zařízení. Kapitola 5.5 popisuje sestavení tohoto zařízení a jeho klíčové konstrukční, potrubní, měřicí a regulační prvky. Dále je v této kapitole popsána instalace membrán, použitá čerpadla a nádrže, která jsou nezbytnou součástí navrženého zařízení. V kapitolách 5.6 a 5.7 jsou uvedeny vztahy pro bilanční výpočet klíčového stupně úpravy fugátu, které jsou odvozeny pro desalinaci (kapitola 5.6) a následně upraveny pro bilanční výpočet fugátu (kapitola 5.7).

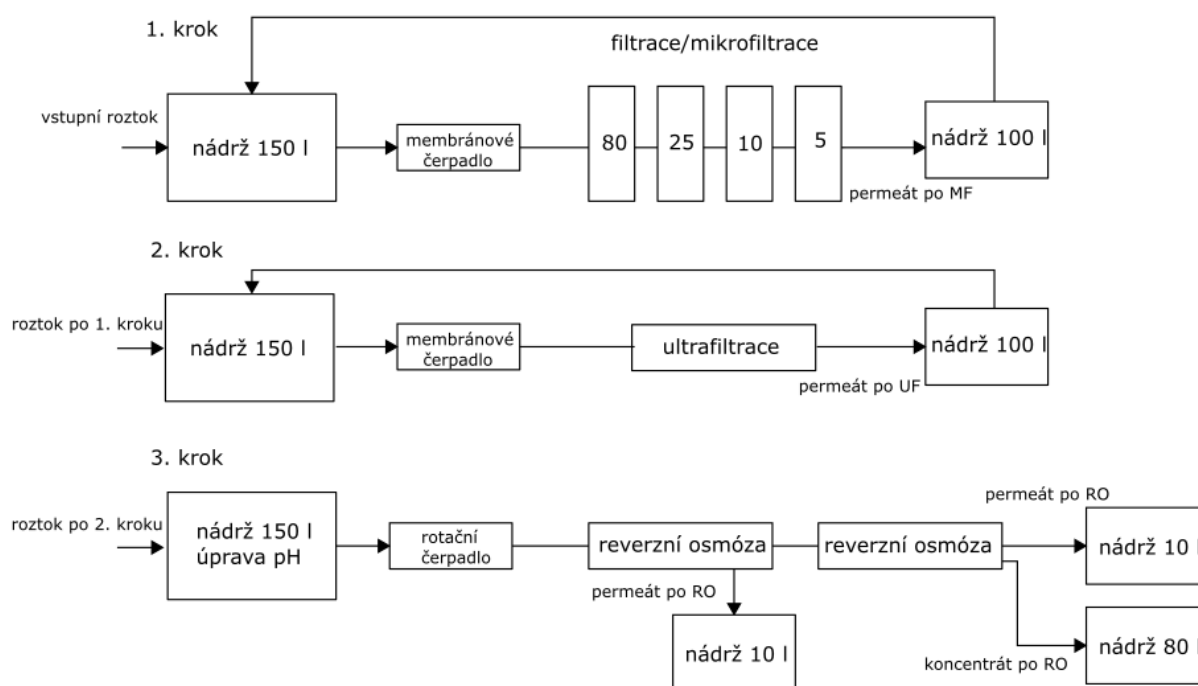
5.1. Volba membránové technologie

Společným znakem většiny studií na zpracování fugátu uvedených v tab. 7 je použití reverzní osmózy jako finálního stupně úpravy. Z rešeršní části vyplývá, že RO je vhodným koncovým zařízením separačního procesu díky schopnosti zachytu jednomocných iontů jako je NH_4^+ , jehož redukce je zásadní pro získání vody o vysoké kvalitě. Další výhodou je odstranění bakterií a virů, které jsou v odpadní vodě přítomné. Z tohoto důvodu byla reverzní osmóza zvolena jako klíčová část technologie.

Fugát je však nutné dostatečně předupravit. Velká koncentrace znečišťujících látek vede k použití vysokého tlaku, aby došlo k překonání osmotického tlaku, který je přímo úměrný koncentraci vstupního roztoku. Takto vysoký tlak by však mohl membránu poškodit. Velká koncentrace znečišťujících látek může způsobit i relativně rychlé zanesení membrány. S ohledem na dostupnost byly jako další stupně předčištění zvoleny mikrofiltrace a ultrafiltrace. Pomocí UF membrány lze dosáhnout výrazného snížení nerozpuštěných látek, které mají velký vliv na zanesení membrány RO. Jako první stupeň zpracování je zvolena mikrofiltrace, která odstraní velké částice vstupního roztoku.

Na základě dostupných informací je navrženo diskontinuální experimentální zařízení k úpravě fugátu. Technologie pro zpracování fugátu probíhá ve třech stupních. Klíčovou technologií zpracování je zvolena reverzní osmóza, která se v průmyslu uplatňuje zejména při odsolování vody a pomocí které lze dosáhnout vysoké retence nízkomolekulárních částic. S ohledem na pořizovací náklady, množství permeátu a možnosti pružné kombinace zapojení bylo zvoleno použití dvou membrán RO ve dvoustupňové konfiguraci. Tím se získá vyšší množství permeátu. Reverzní osmóze předchází dvě separační technologie, a to ultrafiltrace a mikrofiltrace skládající se ze 4 filtrů o různých velikostech pórů. První dvě filtrační vložky lze klasifikovat dle velikosti částic do klasické filtrace, druhé dvě již velikostí částic spadají do mikrofiltrace. Tyto dvě technologie byly zvoleny na základě příznivé ceny, dostupnosti, velikosti jednotlivých zařízení a vhodnosti těchto technologií i pro malé průtoky experimentálního zařízení.

Blokové schéma navrženého experimentálního zařízení je zobrazeno na obr. 32.



Obr. 32: Blokové schéma zařízení na úpravu fugátu pomocí membránové separace v mikrometrech

Strojně technologické schéma, na kterém jsou přehledně zobrazeny měřicí a regulační prvky, je uvedeno v příloze 1.

Na základě navrženého zařízení jsou vybrány, poptány a nakoupeny jednotlivé komponenty, které jsou popsány v kapitolách 5.2 až 5.5.

5.2. Mikrofiltrace

První krok testovacího zařízení spočívá v hrubém předčištění pomocí klasické filtrace a mikrofiltrace. Vzhledem k vysokému obsahu nečistot byly vybrány 4 vodní filtry Waterfilter 11 SL s odstupňovanými velikostmi pórů. Tyto filtry odstraňují mechanické nečistoty z vody a slouží k předfiltraci fugátu, čímž chrání další membrány před poškozením a zanesením.

U prvního mechanického filtru je zvolena proplachovatelná nylonová vložka Aqua RLA, která zadrží hrubé nečistoty do velikosti 80 mikrometrů. To je zásadní pro zvýšení životnosti dalších membrán. U druhého a třetího filtru je zvolena polypropylenová membrána o velikosti pórů 25 mikrometrů (druhý filtr) a 10 mikrometrů (třetí filtr) od společnosti Pentair. Hustota vláken se zvyšuje směrem do středu membrány, což vede k postupné separaci částic a snižuje zanášení. Ve třetím filtru se nachází membrána s lisovaným aktivovaným uhlíkem. Uhlíkové membrány se používají pro odstranění chlóru a jeho sloučenin a také nepříjemných zápachů, chutí a různých škodlivých organických látek. Uhlíkový filtr je vybrán na základě odstranění chlóru, jelikož membrány reverzní osmózy jsou vyrobeny z polyamidu, který k tomuto účelu není vhodný. Čtvrtý filtr je vyrobený z polypropylenu a má velikost pórů 5 mikrometrů. Použití dvou filtrů a dvou mikrofiltrů o různých velikostech pórů vede k separaci nerozpuštěných částic a snížení zanášení u dalších membrán. Výhodou těchto filtrů je snadná výměna a nízká cena.

Pracovní omezení filtrů jsou uvedena v tab. 8.

Tabulka 8: Provozní data filtrů

Veličina	Provozní limit	Jednotka
Tlak	8	bar
Průtok	21	l/min
Teplota	40	°C

Tyto mikrofiltry mají tzv. dead – end proudění, což znamená, že se separované částice akumulují na povrchu membrány. Tento fakt pro navržené testovací zařízení nemá velký negativní vliv vzhledem k frekvenci jeho použití a nízké ceně jejich případné výměny. V kontinuálním provozu je však žádoucí zvýšit životnost membrány a snížit náklady použitím cross – flow proudění. Hlavní výhodou těchto filtrů patří nízká cena i tlak, což snižuje nároky na použité čerpadlo. Hlavním parametrem čerpadla je však schopnost čerpat znečištěný roztok.

5.3. Ultrafiltrace

Po prvním kroku předúpravy fugát stále obsahuje nečistoty, které by mohly zanechat membrány RO a snížit její účinnost. Proto je nutný další mezikrok, kterým je zvolena ultrafiltrace. Ultrafiltrační membrány mají velikost pórů mezi 1 až 100 nanometry a jsou hojně využívány v průmyslových čistírnách odpadních vod.

Dle limitované nabídky UF membrán na českém trhu byla vybrána membrána IONICORE UF – 11 z dutých vláken o velikosti pórů 10 nm. Základní provozní specifikace jsou uvedeny v tab. 9.

Tabulka 9: Provozní data UF membrány

Veličina	Provozní limit	Jednotka
Tlak	3,5 až 8,5	bar
Průtok	4	l/min
Teplota	40	°C
Životnost	12	měsíc

5.4.Reverzní osmóza

Klíčovou technologií pro navržené testovací zařízení pro zpracování fugátu je reverzní osmóza. Po předchozí separaci nečistot o průměru 10 nm již lze vést fugát bezpečně do membrány RO. Vzhledem k předchozí rešeršní části byla vybrána membrána RE2521 – BE od společnosti CSM. Tato membrána má spirálově vinutou konfiguraci modulu a je vyrobena z kompozitního materiálu polyamidu, který má výborné vlastnosti pro vysokou retenci rozpuštěných látek. Nízká odolnost tohoto materiálu vůči chlóru je vykompenzována použitím uhlíkového filtru v první fázi čištění. Základní parametry membrány jsou uvedeny v tab. 10.

Tabulka 10: Provozní data RO membrány [64]

Veličina	Provozní limit	Jednotka
Tlak	41,4	bar
Tlaková ztráta	1	bar
Teplota	45	°C
pH	2 až 11	-
Průtok roztoku	1,36	m ³ /h
Nominální průtok permeátu	1,1	m ³ /den
Nominální retence soli	99,7	%
Nominální stupeň konverze	15	%

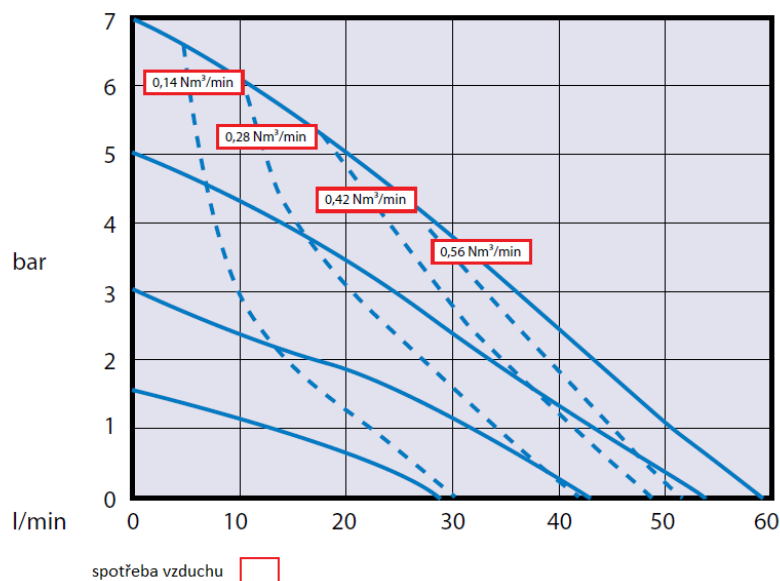
5.5.Sestavení membránového zařízení

Zařízení navržené v kapitole 5.1 bylo sestaveno pro ověření účinnosti separace znečišťujících látek z fugátu. Konstrukce zařízení byla sestavena na základě dostupných konstrukčních a spojovacích komponentů v Laboratoři energeticky náročných procesů v NETME Centru. Základní nosný prvek tvoří kovová konstrukce z montážních nosníků. Pro snadnou manipulaci je tato konstrukce opatřena otočnými koly s brzdou. Spodní patro má obdélníkový půdorys o rozměrech 180 x 100 cm. V levé části spodního patra se nachází perforovaná deska, na které jsou umístěna čerpadla. Na spodní patro jsou kolmo připojené dva nosníky o výšce 180 cm, které jsou vyztuženy. V horní části konstrukce vymezené dvěma nosníky se nachází čtyři perforované desky, na kterých jsou upevněny jednotlivé membránové prvky. Sestavené zařízení je zobrazeno na obr. 34. V horní části zařízení je umístěný rozvaděč pro ovládání rotačního čerpadla.



Obr. 33: Sestavené zařízení na čištění fugátu

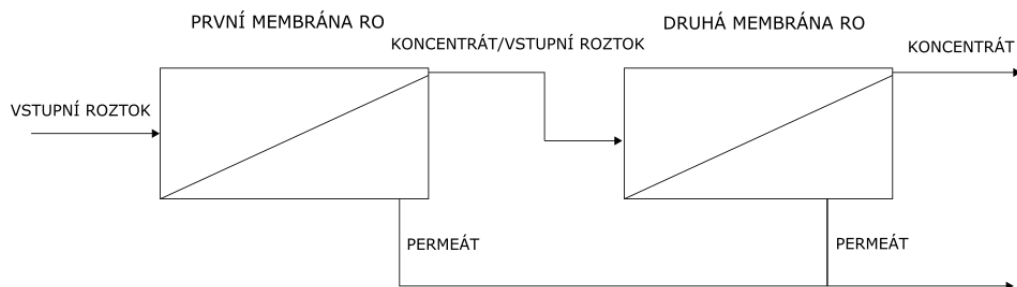
K výpusti vstupní nádrže na fugát je připojena hadice o průměru 1 coul, která je přivedena do čerpadla. Průtok fugátu zajistí membránové čerpadlo VA 15 Non – metallic společnosti Verderair, které bylo zvoleno na základě dostupnosti v Laboratoři energeticky náročných procesů na FSI VUT v Brně. Pracovní diagram tohoto čerpadla je zobrazen v grafu 1.



Graf 1: Pracovní diagram čerpadla Verderair VA 15 Non-metallic [65]

Z čerpadla proudí fugát hadicí o stejném průměru přes průtokoměr IFM SM8000 (rozsah 0,2 až 100 l/min) a tlakoměr (IFM PN2593 (rozsah -1 až 25 bar) nejdříve do první fáze úpravy, tedy do soustavy čtyř filtrů a mikrofiltrů, které jsou odděleny třicestným kolenem typu T od zbylé potrubní sítě. Tyto filtry jsou připojeny na perforovanou desku pomocí plastových držáků, které jsou součástí balení od výrobce. Za mikrofiltrací je umístěný tlakoměr k určení tlakové ztráty. Po MF je fugát veden do retenčních nádob o objemu 20 až 25 l pro snadné určení hmotnosti a průtoku.

Po průchodu surového fugátu je nutné připojit čistou vodu, aby se odstranily usazené nečistoty v nádrži, čerpadle a ve společné větvi potrubní sítě. Po zvážení se fugát přelije zpět do vstupní nádrže. Předčištěný fugát je dále veden membránovým čerpadlem z nádrže stejnou potrubní sítí do druhé větve, kde dochází k ultrafiltraci. Vzhledem k nízkému průtoku a nepotřebnosti vysokého tlaku pro tento typ membrány je vstup i výstup do ultrafiltrační membrány realizován pomocí hadiček o průměru ¼ coul. Ultrafiltrační membrána je připevněna k perforované desce pomocí dvou objímek. Fugát poté proudí přes tlakoměr do dalších retenčních nádob. Proces propláchnutí se opakuje, aby nedošlo ke kontaminaci. Finálním krokem úpravy je reverzní osmóza. Protože je pro reverzní osmózu nutné použít větší tlak, je pro tento typ separace použito rotační čerpadlo, které dosáhne vyššího tlaku než membránové. Vstupní roztok je přiveden do membrány pomocí rotačního vysokotlakého čerpadla společnosti MWG, jež je schopno čerpat kapalinu o průtoku 300 l/hod při tlaku 16 bar. Konfigurace zapojení membrán byla zvolena dvoustupňová. To znamená, že koncentrát z první membrány proudí do druhé membrány jako vstupní roztok. Tím lze získat vyšší průtok permeátu, který výrobce při testovacích podmínkách tj. tlak 15 bar a koncentrace soli 200 mg/l deklaruje 15 % na jednu membránu. Schématické zapojení lze vidět na obr. 34.



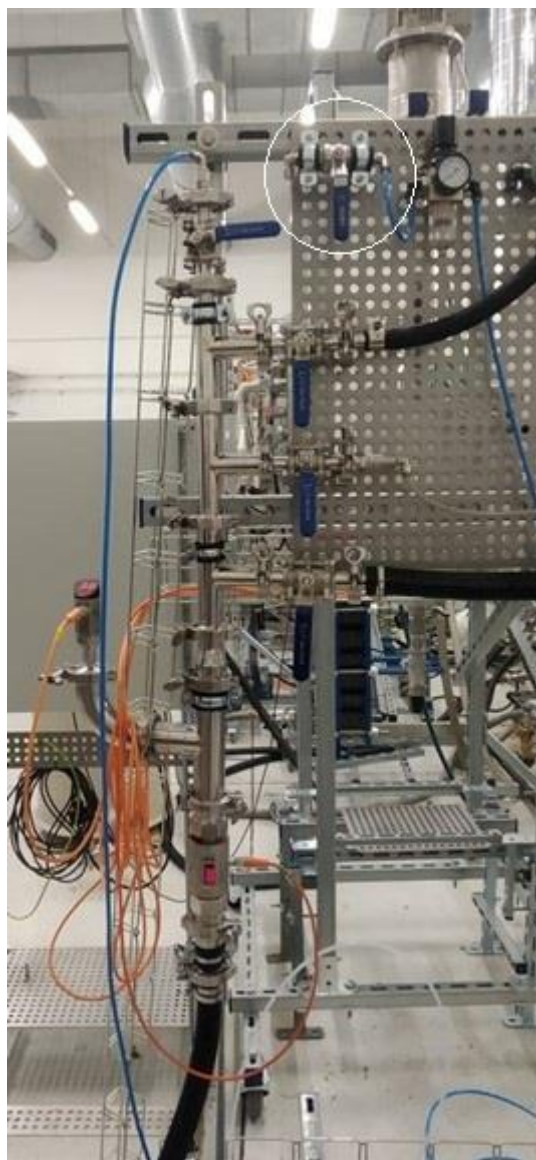
Obr. 34: Schéma konfigurace membrán RO

Vstupní roztok proudí hadicí o průměru $\frac{1}{2}$ coulu do první membrány RO, kde dochází k separaci jednomocných iontů. Na výstupech z RO jsou na permeátové i koncentrátové straně umístěny tlakoměry IFM PN2594 s rozsahem -1 až 10 bar. Permeát má téměř nulový tlak a pomocí gravitační síly proudí do nádrže. Koncentrát je vedený do druhé membrány RO a celý proces probíhá analogicky. Permeát je veden pomocí hadičky o průměru $\frac{1}{4}$ coul do separované nádrže a koncentrát proudí přes jehlový ventil do koncentrátové nádrže. Detailní pohled na jednotlivé membránové technologie je zobrazen na obr. 35.



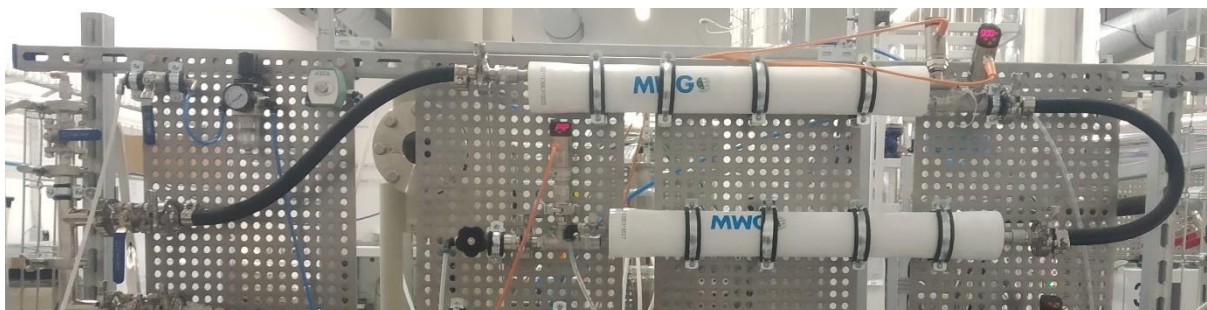
Obr. 35: Detailní pohled na membrány

Jednotlivé kroky separace znečišťujících látek jsou odděleny pomocí třicestných kolen tvaru T, na kterých jsou umístěny kulové ventily. V nejvyšším bodě potrubní sítě je umístěný kulový ventil s rychlospojkou pro odvzdušnění. Na obr. 36 lze vidět detail potrubní sítě a ventil, kterým se ovládá stlačený vzduch a tím i membránové čerpadlo.



Obr. 36: Detail potrubní sítě a ovládání čerpadla

Membrány RO jsou umístěny ve speciálních tlakových pouzdrech, které jsou pro svou vysokou hmotnost připevněny čtyřmi objímkami na perforované desky. Připevnění reverzní osmózy je zobrazeno na obr. 37.



Obr. 37: Připojení reverzní osmózy

Před uvedením RO je nutné membránu do pouzdra nainstalovat. Nejdříve je nutné utěsnit závitový spojek pomocí těsnícího vlákna a zavést jej do speciální hlavy pouzdra. Tato hlava se nachází na vstupu i výstupu pouzdra a obsahuje dva otvory. Detail této hlavy je zobrazen na obr. 38.



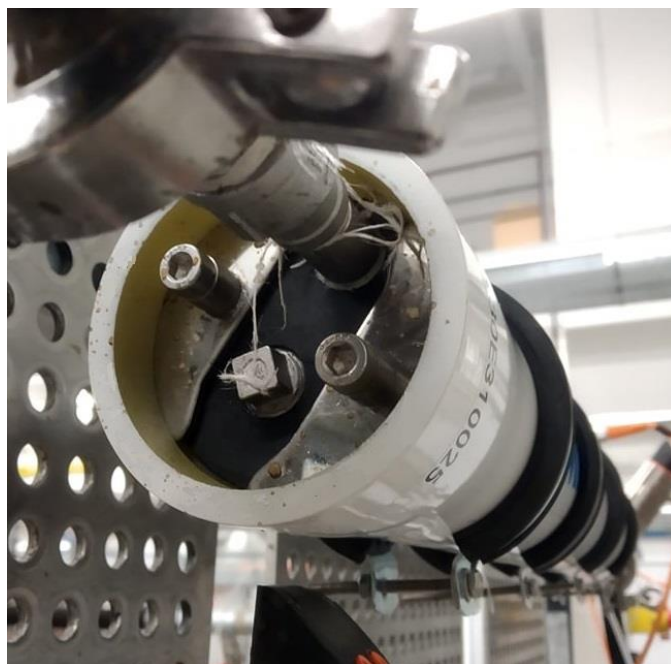
Obr. 38: Detail hlavy tlakového pouzdra

Na vstupu do membrány je nutné zaslepit permeátový kanálek. Vstupní roztok proudí přímo mezi jednotlivá vlákna membrány. Permeát projde z povrchu až do středu membrány, kde je odveden permeátovým kanálkem. Vstupní roztok se postupně koncentruje a na konci vytéká druhým otvorem a je dále veden do druhé membrány. V dalším kroku se na obě hlavy připevní těsnění a nanese mazivo, které se skládá ze směsi vody a glycerinu v poměru 1:1. Tímto mazivem se důkladně namažou strany hlav a oba konce pouzdra. Tím se zamezí vrypům na povrchu membrány a umožní snadnější instalace. Než se membrána vloží do pouzdra, opatří se pouze na vstupní straně těsněním, čímž se zabráni zpětnému toku. Poté se membrána částečně vloží do pouzdra a na permeátový kanálek se nasadí vstupní hlava. Tlakové pouzdro je u okrajů mírně rozšířené pro snadný průchod hlavy. Ve vzdálenosti asi dvou centimetrů od okraje se uvnitř nachází drážka, za kterou je nutné hlavu zatlačit. Detail této drážky je zobrazen na obr. 39.



Obr. 39: Detail drážky membrány RO

Jakmile je membrána umístěna na svém místě, zafixuje se hlava pomocí dvou speciálních úchytek, které zapadnou do drážky a spojí se šrouby. Tento proces se opakuje i na výstupu z membrány. Detail zapojení hlavy RO i se záslepkou je znázorněn na obr. 40.



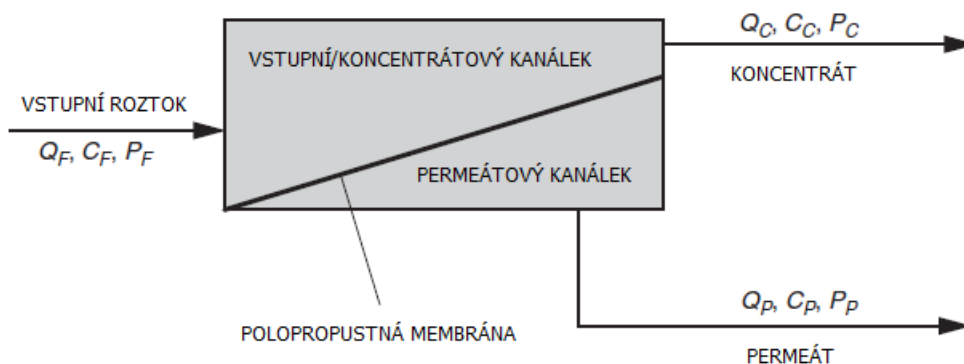
Obr. 40: Detail zapojení RO

5.6. Bilanční výpočet slané vody

Pro ověření teoretických předpokladů o účinnosti membránové separace byl sestaven bilanční výpočet pro separaci soli ve vodě. Výpočet pro tento typ vod je možné, na rozdíl od fugátu, opřít o ověřenou znalostní základnu. Bilanční výpočet byl proveden pouze pro finální krok membránové separace – reverzní osmózu, protože se jedná o klíčové zařízení a pouze u této membrány bylo možné získat vstupní data k bilančnímu výpočtu (zejména výrobci udávané vlastnosti a provozní parametry).

Pro získání relevantních výsledků bilančního výpočtu, které lze následně srovnat s výsledky experimentu, je nutné získat provozní parametry, kterých bylo dosaženo během tohoto experimentu. Mezi zásadní provozní parametry patří vstupní tlak, vstupní koncentrace roztoku, průtok či tlaková ztráta. Tyto hodnoty byly stanoveny při samotném experimentu, který je popsán v kapitole 6.1.

Bilanční výpočty reverzní osmózy jsou odvozeny pro desalinaci, tj. pro odsolování NaCl z vodného roztoku. Rovnice jsou odvozené pro spirálově vinutý modul a vychází ze zdroje [22]. Membrána RO separuje vstupní roztok Q_F reprezentovaným indexem F o koncentraci C_F a tlaku P_F na permeát reprezentovaný indexem P a koncentrát o indexu C . Parametr (z) představuje přírůstek membrány. Cílem tohoto výpočtu je získat základní parametry permeátu z každého elementu membrány, jako jsou jeho množství, koncentrace a retence částic. Parametry koncentráту se následně využijí pro výpočet druhého elementu membrány. Základní bilanční výpočet spočívá látkové bilanci, kterou představuje obr. 41 a je uvedena rovnicemi (5.1) a (5.2).



Obr. 41: Bilanční schéma

$$Q_F = Q_P + Q_C, \quad (5.1)$$

$$Q_F C_F = Q_P C_P + Q_C C_C, \quad (5.2)$$

kde Q je průtok $\left[\frac{m^3}{s}\right]$

C je koncentrace $\left[\frac{mg}{l}\right]$ nebo $\left[\frac{mol}{l}\right]$

Výpočet je koncipován tak, že se první element (membrána) rozdělí na několik částí (v tomto případě bylo zvoleno 5) a vypočte se tlak, rychlost, koncentrace a osmotický tlak na obou stranách prvního přírůstku. Poté se vypočte průtok čistého rozpouštědla a rozpuštěné látky podél první části elementu. Tím se získá produkce permeátu a jeho koncentrace. Poté se výpočet opakuje pro další přírůstek, dokud se nezískají data na výstupu z membrány.

Hnací síla rozpouštědla přes RO membránu se nazývá transmembránový tlak a lze jej vyjádřit jako rozdíl mezi aplikovaným tlakem a osmotickým tlakem

$$\Delta P_{TM} = \Delta P - \Delta \pi. \quad (5.3)$$

Jak roztok proudí podél membrány, část roztoku (permeát) projde skrz membránu do kanálků, což vede k neustále měnícím se podmínkám po délce membrány. Vstupní tlak se snižuje s délkou membrány kvůli tlakovým ztrátám a osmotickému tlaku, který se zvyšuje s koncentrací solí. Z toho plyne, že průtoky permeátu i koncentrátu jsou závislé na pozici v samotné membráně a bilanční výpočet toto musí zohlednit.

Osmotický tlak π lze vyjádřit termodynamicky za předpokladu, že je roztok považován za nestlačitelný a ideální rovnicí (5.4)

$$\pi = \frac{-RT}{V_b} \ln x_w, \quad (5.4)$$

kde V_b je molární objem čistého rozpouštědla $\left[\frac{l}{mol}\right]$

x_w je molární zlomek rozpouštědla $\left[\frac{mol}{mol}\right]$

R je univerzální plynová konstanta $\left[\frac{l \cdot bar}{mol \cdot K}\right]$

T je teplota $[K]$.

Ve zředěném roztoku je x_w přibližně roven 1. Rovnici (5.4) lze aproximovat tzv. van't Hoffovou rovnicí (5.5) pro osmotický tlak

$$\pi = \frac{n_s}{V} RT = CRT, \quad (5.5)$$

kde n_s je celkové množství všech rozpuštěných látek [mol]

C je koncentrace všech rozpuštěných látek $\left[\frac{\text{mol}}{\text{l}}\right]$

V je objem roztoku [l]

T je teplota roztoku [K].

Rovnice (5.5) byla odvozena za předpokladu ideálně zředěného roztoku, proto je nutné tuto rovnici upravit pomocí osmotického koeficientu ϕ , který je závislý na koncentraci vstupního roztoku (5.6).

$$\pi = \phi CRT \quad (5.6)$$

Rychlost ve vstupním kanálku je definovaná vztahem (5.7)

$$v(z) = \frac{Q_F(z)}{h \cdot w}, \quad (5.7)$$

kde h je výška kanálku [m]

w je šířka membrány [m] a vypočte se dle vztahu (5.8)

$$w = \frac{a}{L}, \quad (5.8)$$

kde a je plocha membrány [m²]

L je délka membrány [m].

Efektivní šířka u spirálově vinutých membrán udává šířku celého povrchu membrány, která je namotána okolo permeátového kanálku.

Pro výpočet průtoků rozpouštědla a rozpuštěné látky je nutné vzít nejprve v úvahu koncentrační polarizaci. Ta způsobuje, že koncentrace a osmotický tlak na povrchu membrány jsou vyšší než ve vstupním roztoku. Protože se podmínky po délce mění, je nutné koncentrační polarizační faktor vyjádřit rovnicí (5.9)

$$\beta(z) = Ret \left(e^{\frac{J_W(z)}{k_{CP}(z)}} \right) + (1 - Ret), \quad (5.9)$$

Retence rozpuštěných látek se vypočte dle vzorce (5.10)

$$Ret = 1 - \frac{C_P}{C_F}, \quad (5.10)$$

kde C_P je koncentrace rozpuštěné látky v permeátu $\left[\frac{\text{mol}}{\text{l}}\right]$

C_F je koncentrace rozpuštěné látky ve vstupním roztoku $\left[\frac{\text{mol}}{\text{l}}\right]$.

k_{CP} je koncentrační polarizační hmotnostní koeficient přestupu hmoty $\left[\frac{\text{m}}{\text{s}}\right]$ (5.11)

$$k_{CP} = (0,4; 0,54) \frac{D_L}{d_H} Re^{0,5} Sc^{1/3}, \quad (5.11)$$

který je závislý na Reynoldsově a Schmidtově číslu dle vztahů (5.12) a (5.13)

$$Re = \frac{\rho v d_H}{\mu} \quad (5.12)$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_L}, \quad (5.13)$$

kde ρ je hustota roztoku $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$

v je rychlost ve vstupním kanálku $\left[\frac{m}{s}\right]$

μ je dynamická viskozita $[Pa \cdot s]$

d_H je hydraulický průměr $[m]$

D_L je difuzní koeficient $\left[\frac{m^2}{s}\right]$.

Hydraulický průměr je definován rovnicí (5.14)

$$d_H = \frac{4 \text{ (průtočná plocha)}}{\text{omočený obvod}}. \quad (5.14)$$

Pro spirálově vinuté membrány lze hydraulický průměr zjednodušit, jelikož šířka kanálku je mnohem větší než jeho výška. Lze jej pak vypočítat dle rovnice (5.15).

$$d_H = \frac{4wh}{2w + 2h} \approx 2h. \quad (5.15)$$

Objemový průtok rozpouštědla J_W a hmotnostní průtok rozpuštěné látky J_S vztažené na plochu membrány lze popsat pomocí rovnic (5.16) a (5.17).

$$J_W(z) = k_W[(P_F(z) - P_P(z)) - (\pi_M(z) - \pi_P(z))] \quad (5.16)$$

$$J_S(z) = k_S(C_M(z) - C_P(z)), \quad (5.17)$$

kde $C_M(z)$ je koncentrace na povrchu membrány $\left[\frac{mol}{l}\right]$

$$C_M(z) = \beta(z) \cdot C_F(z) \quad (5.18)$$

$\pi_M(z)$ je osmotický tlak na povrchu membrány $[bar]$

$$\pi_M(z) = \beta(z)\pi_F(z) \quad (5.19)$$

$\pi_P(z)$ je osmotický tlak permeátu $[bar]$, který se vypočte dle rovnice (5.6).

Koeficienty přenosu hmoty $k_W \left[\frac{l}{m^2 \cdot h \cdot bar}\right]$ a $k_S \left[\frac{m}{h}\right]$ jsou závislé na vlastnostech a konfiguraci jednotlivých membrán. Tyto koeficienty však většinou nejsou zveřejňovány výrobcem. Tyto hodnoty lze však získat ze zkušebních podmínek stanovených výrobcem. Tyto koeficienty byly získány pomocí výpočtového programu ze zdroje [66].

Jak je patrné z rovnic (5.9) a (5.16), koncentrační polarizační faktor β a průtok rozpouštědla J_W je nutné stanovit současně pomocí tzv. Lambertovy W funkce, kterou lze určit pomocí běžného matematického softwaru.

Průtok permeátu $Q_P \left[\frac{m^3}{s}\right]$ a rozpuštěné látky $M_S \left[\frac{mg}{s}\right]$ jsou definovány pomocí rovnic (5.20) a (5.21)

$$Q_P = \int_0^z J_W(z) w dz \quad (5.20)$$

$$M_S = \int_0^z J_S(z) w dz. \quad (5.21)$$

A tedy

$$Q_P(z) = J_W(z) w \frac{L}{n} \quad (5.22)$$

$$M_S(z) = J_S(z) w \frac{L}{n}, \quad (5.23)$$

kde n je počet přírůstků membrány.

Následně se určí parametry v druhém přírůstku. Průtok vstupního roztoku klesá s tvorbou permeátu. Aktuální složení v kterémkoli bodě membrány lze vyjádřit pomocí rovnice (5.24)

$$Q_F(z) = Q_F - Q_P(z). \quad (5.24)$$

Obdobně koncentrace rozpuštěné látky ve vstupním roztoku lze vyjádřit rovnicí (5.25)

$$C_F(z) = \frac{Q_F C_F - M_S(z)}{Q_F(z)}. \quad (5.25)$$

Koncentrace permeátu lze vyjádřit jako poměr průtoků rozpuštěných látek a rozpouštědla

$$C_P(z) = \frac{J_S(z)}{J_W(z)} \quad (5.26)$$

Tlak ve vstupním kanálku klesá kvůli tlakové ztrátě ve vstupním kanálku, která však není konstantní s délkou membrány. Tlakovou ztrátu lze jej vyjádřit pomocí Darcy – Weisbachovým vztahem (5.27)

$$h_L(z) = \delta_{HL} v^2(z) dz, \quad (5.27)$$

kde h_L je tlaková ztráta ve vstupní části [bar]

δ_{HL} je koeficient tlakové ztráty ve vstupním kanálku $\left[\frac{\text{bar s}^2}{\text{m}^3} \right]$

v je rychlost ve vstupním kanálku $\left[\frac{\text{m}}{\text{s}} \right]$

L je délka membrány [m].

Koeficient tlakové ztráty δ_{HL} se určí dle parametrů výrobce. Tyto hodnoty však od výrobce pro tento výpočet nebylo možné získat. Pro výpočet byla použita naměřená tlaková ztráta na element membrány. Z toho důvodu se v návrhu počítá s konstantním úbytkem tlaku podél celého elementu membrány. Toto zjednodušení však nemá zásadní vliv na výsledek. Tlak v následujícím přírůstku membrány se tak určí dle rovnice (5.28)

$$P_F(z+1) = P_F(z) - \frac{P_{zmax}}{n}, \quad (5.28)$$

kde P_{zmax} je maximální tlaková ztráta elementu.

Následně se výpočet analogicky opakuje po celé délce membrány. Výsledný průtok permeátu Q_P a rozpuštěných látek M_S se spočítá dle rovnic (5.29) a (5.30).

$$Q_P = \sum Q_P(z) \quad (5.29)$$

$$M_S = \sum M_S(z). \quad (5.30)$$

Výsledná koncentrace permeátu C_P se vypočte dle rovnice (5.31).

$$C_P = \frac{M_S}{Q_P} \quad (5.31)$$

Stupeň konverze SK se vypočte dle rovnice (5.32).

$$SK = \frac{Q_P}{Q_F} \quad (5.32)$$

Vstupní veličiny jako jsou vlastnosti membrány a provozní podmínky pro bilanční výpočet RO jsou definovány v tab. 11. Vlastnosti membrány jsou dostupné od výrobce [64]. Provozní podmínky byly definovány na základě experimentu, který je popsán v kapitole 6.1.

Tabulka 11: Vstupní parametry

Veličina	Hodnota	Jednotka
Vlastnosti membrány		
Délka membrány L	0,478	m
Plocha membrány a	1,1	m^2
Efektivní výška vstupního kanálku h	0,7112	mm
Koeficient přestupu hmoty rozpouštědla k_w	3,1636	$\frac{l}{m^2 \cdot h \cdot bar}$
Koeficient přestupu hmoty rozpuštěné látky k_s	0,0002251	$\frac{m}{h}$
Maximální taková ztráta P_{zmax} (při 15 bar a 2000 mg/l)	1	bar
Provozní podmínky		
Průtok vstupního roztoku Q_F	267,38	$\frac{l}{h}$
Tlak vstupního roztoku P_F	10,09	bar
Koncentrace vstupního roztoku C_F	5254	$\frac{mg}{l}$
Teplota vstupního roztoku T_F	20,6	$^{\circ}C$
Tlak permeátu P_P	0	bar
Osmotický koeficient ϕ	0,97	
Difuzní koeficient D_L	$1,35 \cdot 10^{-9}$	$\frac{m^2}{s}$
Plynová konstanta R	0,081345	$\frac{l \cdot bar}{mol \cdot K}$
Molární hmotnost M_{NaCl}	58,4	$\frac{g}{mol}$
Naměřená tlaková ztráta první membrány P_{znmax1}	0,2	bar
Naměřená tlaková ztráta druhé membrány P_{znmax2}	0,1	bar

Výsledky bilančního výpočtu jsou uvedené v tab. 12 a 13.

Tabulka 12: Výsledky první membrány RO na slané vodě

Veličina	1	2	3	4	5	Jednotka
$Q_{F1}(z)$	267,4	263,7	260,1	256,5	253	$\frac{l}{h}$
$P_{F1}(z)$	10,09	10,05	10	9,96	9,92	bar
$C_{F1}(z)$	5254	5326	5399	5473	5547	$\frac{mg}{l}$
w	2,301255					m
$v_1(z)$	0,045	0,045	0,044	0,044	0,043	$\frac{m}{s}$
$\pi_{F1}(z)$	4,26	4,32	4,38	4,44	4,5	bar
$Re_1(z)$	64,6	63,7	62,8	61,9	61	-
Sc	741					-
$Q_{P1}(z)$	3,66	3,64	3,57	3,5	3,4	$\frac{l}{h}$
$P_{P1}(z)$	0					bar
$C_{P1}(z)$	0	80	81	83	86	$\frac{mg}{l}$
$\pi_{P1}(z)$	0	0,065	0,066	0,067	0,069	bar
$J_{W1}(z)$	16,65	16,54	16,2	15,9	15,6	$\frac{l}{m^2h}$
$\beta_1(z)$	1,13	1,13	1,13	1,113	1,12	
$J_{S1}(z)$	1339	1336	1352	1367	1382	$\frac{mg}{m^2h}$
$M_{S1}(z)$	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	$\frac{mg}{s}$
$k_{CP1}(z)$	3,72	3,7	3,7	3,7	3,7	$\frac{m}{s} \cdot 10^5$
$Ret_1(z)$	100	98,5	98,5	98,4	98,5	%
Celkové výsledky						
Q_{P_celk1}	17,8					$\frac{l}{h}$
M_{S_celk1}	0,41					$\frac{mg}{s}$
C_{P_celk1}	84					$\frac{mg}{l}$
Ret_{celk1}	98,4					%
SK_1	6,7					%
$C_{C_celk1} = C_{F2}$	5623					$\frac{mg}{l}$
$Q_{C_celk1} = Q_{F2}$	249,6					$\frac{l}{h}$

Tabulka 13 Výsledky druhé membrány RO na slané vodě

Veličina	1	2	3	4	5	Jednotka
$Q_{F2}(z)$	249,6	246,2	242,8	239,4	236,2	$\frac{l}{h}$
$P_{F2}(z)$	10,02	10	9,98	9,96	9,94	bar
$C_{F2}(z)$	5623	5700	5778	5857	5937	$\frac{mg}{l}$
w	2,3					m
$v_2(z)$	0,042	0,042	0,041	0,04	0,04	$\frac{m}{s}$
$\pi_{F2}(z)$	4,56	4,6	4,7	4,8	4,8	bar
$Re_2(z)$	60,2	59,4	58,6	57,8	57	-
Sc	740					-
$Q_{P2}(z)$	3,4	3,4	3,3	3,3	3,2	$\frac{l}{h}$
$P_{P2}(z)$	0					bar
$C_{P2}(z)$	0	92	92	95	98	$\frac{mg}{l}$
$\pi_{P2}(z)$	0	0,075	0,075	0,077	0,079	bar
$J_{W2}(z)$	15,5	15,4	15,2	14,9	14,7	$\frac{l}{m^2h}$
$\beta_2(z)$	1,13	1,113	1,12	1,12	1,12	-
$J_{S2}(z)$	1426	1423	1439	1456	1473	$\frac{mg}{m^2h}$
$M_{S2}(z)$	0,09	0,09	0,09	0,09	0,09	$\frac{mg}{s}$
$k_{CP2}(z)$	3,6	3,6	3,6	3,6	3,6	$\frac{m}{s} \cdot 10^5$
$Ret_2(z)$	100	98,4	98,4	98,4	98,4	%
Celkové výsledky						
Q_{P_celk2}	16,6					$\frac{l}{h}$
M_{S_celk2}	0,44					$\frac{mg}{s}$
C_{P_celk2}	96					$\frac{mg}{l}$
Ret_{celk2}	98,3					%
C_{C_celk2}	6018					$\frac{mg}{l}$
SK_2	6,7					%
SK_{celk}	12,9					%

Výpočty v tab. 13 a 14 vychází z provozních podmínek během experimentu popsaného v kapitole 6.1. Při takto nastavených podmínkách lze získat 12,9 obj. % permeátu s retencí solí 98,3 %. Nižší hodnota stupně konverze než při optimálních podmínkách je způsobena použitím nízkého vstupního tlaku.

5.7. Bilanční výpočet fugátu

Vztahy (5.1) až (5.32) jsou odvozeny pro modelový příklad solného roztoku. Předčištěný fugát však obsahuje nejen soli NaCl, ale i další látky, čímž se výpočet komplikuje. Hlavní problém spočívá v určení difuzního koeficientu vícesložkové směsi. Zobecněné Stefan – Maxwellovy rovnice pro binární difuzní koeficienty nelze aplikovat pro kapaliny, protože jsou silně závislé na podmínkách. Několik teorií pro jeho určení bylo publikováno, avšak další vývoj v této oblasti je nutný vzhledem k omezeným možnostem aplikace pro vodné roztoky s nízkou koncentrací rozpuštěných látek [67]. Právě vzhledem k relativně nízké koncentraci rozpuštěných látek lze předpokládat malé interakce mezi jednotlivými složkami a difuzní koeficient lze určit váženým průměrem jednotlivých složek dle rovnice (5.33)

$$\overline{D_{fug}} = \sum x_i D_i. \quad (5.33)$$

Vzhledem k tomu, že se nepodařilo z analýzy předčištěného fugátu získat koncentrace jednotlivých složek, výpočet difuzního koeficientu a molární hmotnosti vychází ze složení fugátu dle studie [47]. Taktéž při analýze vzorků nebylo možné získat konkrétní hodnoty viskozity. Ta byla odhadnuta dle práce [13]. Konkrétní hodnoty jsou uvedeny v tab. 6. Pro výpočet jsou uvažovány pouze dominantní složky, tedy Na^+ , Cl^- , K^+ a NH_4^+ . Dále je nutné určit střední molární hmotnosti dle vztahu (5.34)

$$\overline{M_{fug}} = \frac{\sum (w_i M_i)}{\sum w_i}. \quad (5.34)$$

Jak již bylo zmíněno v kapitole 5.6. provozní podmínky pro výpočet separace látek fugátu pomocí RO byly stanoveny na základě experimentu, který je popsán v kapitole 6.2. Vzhledem k neoptimálním výsledkům předčištění má vstupní fugát koncentraci znečišťujících látek 32 750 mg/l.

Z rovnice (5.6) lze vypočítat osmotický tlak, který při této koncentraci a teplotě 18,3 °C vychází 25,3 bar.

$$\pi_{fug} = \phi CRT = 1 \cdot \frac{32,75}{58,4} \cdot 0,083145 \cdot (273,15 + 18,3) = 25,3 \text{ bar} \quad (5.35)$$

Z výsledků experimentu v kapitole 6.2. vyplývá, že maximální tlak, které je čerpadlo možné krátkodobě dodat při sériovém zapojení, je 16 bar. Z tohoto nepoměru vyplývá, že ani při sériovém zapojení obou čerpadel není možné překonat osmotický tlak fugátu.

Na základě těchto výsledků byl proveden výpočet separace znečišťujících látek pomocí RO na fugátu zředěného s vodou. Provozní podmínky, které vychází z experimentu popsaného v kapitole 6.3, jsou uvedeny v tab. 14. Index F_1 značí fugát během průchodu první membránou a index F_2 značí fugát během průchodu druhou membránou.

Tabulka 14: Provozní podmínky při RO na fugátu

Provozní podmínky		
Průtok vstupního roztoku Q_{Ffug1}	369,1	$\frac{l}{h}$
Tlak vstupního roztoku P_{Ffug1}	10	bar
Koncentrace vstupního roztoku C_{Ffug1}	8 350	$\frac{mg}{l}$
Teplota vstupního roztoku T_{Ffug1}	18,3	°C
Tlak permeátu P_{Pfug1}	0	bar
Osmotický koeficient ϕ_{fug}	1	-
Difuzní koeficient $\overline{D_{fug}}$	$1,87 \cdot 10^{-9}$	$\frac{m^2}{s}$
Molární hmotnost $\overline{M_{fug}}$	31,3	$\frac{g}{mol}$
Dynamická viskozita μ_{fug}	0,006	Pa · s
Tlaková ztráta $P_{znmaxfug}$	4	bar

Výsledky bilance zředěného fugátu jsou uvedeny v tab 15.

Tabulka 15: Výsledky první membrány RO na zředěném fugátu

Veličina	1	2	3	4	5	Jednotka
$Q_{Ffug1}(z)$	369,1	367,0	365,2	364,0	363	$\frac{l}{h}$
$P_{Ffug1}(z)$	10,0	9,2	8,4	7,6	6,8	bar
$C_{Ffug1}(z)$	8350	8398	8437	8465	8482	$\frac{mg}{l}$
w	2,3					$\frac{m}{s}$
$v_{fug1}(z)$	0,063	0,063	0,062	0,062	0,062	$\frac{m}{s}$
$\pi_{Ffug1}(z)$	6,46	6,5	6,5	6,5	6,6	bar
$Re_{fug1}(z)$	14,9	14,8	14,7	14,7	14,6	-
Sc_{fug}	3202					-
$Q_{Pfug1}(z)$	2,2	1,7	1,3	0,8	0,4	$\frac{l}{h}$
$P_{Pfug1}(z)$	0					bar
$C_{Pfug1}(z)$	0	206	246	335	515	$\frac{mg}{l}$
$\pi_{Pfug1}(z)$	0	0,16	0,19	0,26	0,40	bar
$J_{wfug1}(z)$	9,8	7,9	5,7	3,6	1,8	$\frac{l}{m^2h}$
$\beta_{fug1}(z)$	1,07	1,05	1,04	1,02	1,01	
$J_{sfug1}(z)$	2011	1948	1918	1877	1816	$\frac{mg}{m^2h}$
$M_{sfug1}(z)$	0,123	0,119	0,117	0,115	0,111	$\frac{mg}{s}$
$k_{CPfug1}(z)$	4,04	4,03	4,03	4,03	4,03	$\frac{m}{s} \cdot 10^5$
Ret_{fug1}	100	97,6	97,1	96	93,9	%
Celkové výsledky						
Q_{Pfug_celk1}	6,35					$\frac{l}{h}$
M_{sfug_celk1}	0,585					$\frac{mg}{s}$
C_{Pfug_celk1}	331					$\frac{mg}{l}$
Ret_{fug_celk1}	96,0					%
SK_{fug1}	1,7					%
C_{cfug_celk1}	8490					$\frac{mg}{l}$
Q_{cfug_celk1}	362,8					$\frac{l}{h}$

Výstupní tlak z první membrány byl naměřen 6 bar. Osmotický tlak dle rovnice (5.6) vychází

$$\pi_{fug} = \phi CRT = 1 \cdot 0,27 \cdot 0,083145 \cdot (273,15 + 18,3) = 6,6 \text{ bar} \quad (5.36)$$

Z rovnice (5.36) vyplývá, že tlak vstupního roztoku je příliš nízký (6,2 bar), aby překonal osmotický tlak. Permeát se bude tvořit pouze u první membrány, jak vyplývá z výsledků

v tab. 15. Stupeň konverze dosahuje pouhých 1,7 %. To je způsobeno nízkým tlakem vstupního fugátu s ohledem na vysokou koncentraci fugátu. Retence rozpuštěných látek je nižší než u solného roztoku.

5.8. Výpočtový nástroj

Bilanční výpočty uvedené v kapitolách 5.6 a 5.7 byly provedeny pomocí softwaru MS Excel. Vstupní data pro tento výpočet jsou vlastnosti membrány a provozní podmínky. Jak již bylo zmíněno v kapitole 5.6, výpočet je proveden tak, že se membrána rozdělí po délce na 5 přírůstků. V každém přírůstku se vypočte vstupní tlak, rychlost, koncentrace a osmotický tlak na obou stranách. Poté se stanoví průtoky rozpouštědla J_w a rozpuštěné látky J_s , pomocí kterých se určí produkce a koncentrace permeátu. Tento výpočet se opakuje, dokud se nezískají data na výstupu z membrány. Celková produkce permeátu se určí součtem produkce v každém přírůstku membrány. Detail tohoto výpočtu je pro představu zobrazen na obr. 42

Výpočet vstup membrány 1.				2.			
šířka w	2,30125523	m		Q_F1_z	hodnota	jednotka	
Rychlost v_1	0,045379892	m/s		V_z1	7,32537E-05	m ³ /s	263,713361 l/h
C_F1	0,179934199	mol/l		C_F1_z	0,04475825	m/s	
Osmotický tlak vstupu π_F1	4,262844224	bar		C_P1_z	5325,934803	mg/l	
Osmotický tlak permeátu π_P1	0	bar		π_F1_z	80,42734951	mg/l	
Reynoldsovo číslo Re1	64,5483578			π_P1_z	4,321144022	bar	
Schmidtovo číslo Sc	740,7407407			Re1_z	0,065253927	bar	
k_CP1	3,725664932E-05	m/s		Sc	63,66413472		
Průtok rozpouštědla Jw1	16,6485518	L/m ² h		k_CP1_z	740,7407407		
Koncentrační polarizační faktor β1	1,132160911			P_F_z	3,70006E-05	m/s	
Průtok permeátu Q_P1	1,01741E-06	m ³ /s	3,66268139 l/h	Jw1_z	10,04875936	bar	
Koncentrace permeátu C_P1	0	mol/l		β1_z	16,54172331	L/m ² h	
Průtok RL Js1 na plochu membrány	1338,998894	mg/m ² h		Q_P1_z	1,130228727		
Průtok RL M_s1	0,08182771	mg/s		Pznmax1/n	1,01088E-06	m ³ /s	3,63917913 l/h
Tlaková ztráta na element Pznmax1/n	0,04	bar		J_s1_z	0,04	bar	
Retence (1. odhad) Ret_1	1			M_s1_z	1336,890771	mg/m ² h	
				Ret_1_z	0,08169888	mg/s	
					0,984898923		
Výpočet Jw a β							
Neznámá	hodnota	Rce		Neznámá	hodnota	Rce	
Jw	16,6485518	-6,1296657E-10		Jw	16,54172331	-5,7690341E-10	
β	1,132160911	5,41E-09		β	1,130228727	4,32E-03	

Obr. 42: Detail výpočtového nástroje

Stanovení průtoku rozpouštědla se docílí spojením rovnic (5.9) a (5.16). Veličina J_w se však v rovnici (5.9) vyskytuje v exponentu. Pro tento výpočet je nutné použít funkci řešitele. Obě rovnice se převedou na jednu stranu

$$0 = Ret(z) \left(e^{\frac{J_w(z)}{k_{CP}(z)}} \right) + (1 - Ret(z)) - \beta(z), \quad (5.37)$$

$$0 = k_w[(P_F(z) - P_P(z)) - (\beta(z)\pi_F(z) - \pi_P(z))] - J_w(z). \quad (5.38)$$

Jako účelová funkce se zvolí rovnice (5.37) a její hodnota se nastaví na nulu. Proměnné modelu jsou neznámé $J_w(z)$ a $\beta(z)$. Omezující podmínka se nastaví tak, že se rovnice (5.38) rovná nule. Nastavení parametrů výpočtového modulu řešitel je zobrazeno na obr. 43.

	A	B	C
28	Osmotický tlak vstupu π_{F1}	4,262844224	bar
29	Osmotický tlak permeátu π_{P1}	0	bar
30	Reynoldsovo číslo Re_1	64,5483578	
31	Schmidtovo číslo Sc	740,7407407	
32	k_{CP1}	3,725664932E-05	m/s
33	Průtok rozpouštědla J_{w1}	16,6485518	L/m ² h
34	Koncentrační polarizační faktor β_1	1,132160911	
35	Průtok permeátu Q_{P1}	1,01741E-06	m ³ /s
36	Koncentrace permeátu C_{P1}	0	mol/l
37	Průtok RL Is_1 na plochu membrány	1338,998894	mg/m ² h
38	Průtok RL M_{s1}	0,08182771	mg/s
39	Tlaková ztráta na element $P_{zmax1/n}$	0,04	bar
40	Retence (1. odhad) Ret_1	1	
41			
42	Výpočet J_w a β		
43	Neznámá	hodnota	Rce
44	J_w	16,6485518	-6,1296657E-10
45	β	1,132160911	5,41E-09
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			

Parametry Řešitele

Účelová funkce:

Hledat:
☐ Max
☐ Min
☒ Hodnota:

Proměnné modelu:
Omezující podmínky:

\$C\$45 = 0

Přidat
Změnit
Odstranit
Vynulovat vše
Načíst nebo uložit

☒ Nastavit podmínky nezápornosti

Vyberte metodu řešení:

Možnosti

Obr. 43: Nastavení parametrů řešitele

Tento postup výpočtu se poté opakuje pro obě membrány.

Tento výpočtový nástroj lze použít pro výpočet separace rozpuštěných látek pomocí reverzní osmózy za použití spirálově vinutého modulu. Lze jej aplikovat na solné roztoky a na širokou škálu odpadních vod.

6. Experimentální ověření testovacího zařízení

V rámci ověření účinnosti separace znečišťujících látek navrženého zařízení byly provedeny tři experimenty. První experiment byl zaměřen na ověření účinnosti reverzní osmózy na slané vodě, jelikož jsou bilanční vztahy pro reverzní osmózu odvozeny na desalinaci. Druhý experiment již testoval účinnost všech kroků úpravy silně znečištěné odpadní vody – fugátu. Třetí experiment probíhal na fugátu, který byl zředěný s vodou. Během jednotlivých měření byly zaznamenávány klíčové provozní parametry a bylo sledováno složení produktů. Naměřené veličiny jako jsou vstupní koncentrace, tlak a tlaková ztráta tvoří provozní parametry pro bilanční výpočet v kapitolách 5.6 a 5.7. Výsledky jednotlivých měření jsou následně srovnány s těmito teoretickými bilančními výpočty.

6.1. Experimentální ověření účinnosti reverzní osmózy na slané vodě

Hlavním účelem a využitím reverzní osmózy je desalinace vody. Bilanční výpočty pro návrh RO jsou odvozeny právě na slané vodě. Z tohoto důvodu byl proveden experiment, který ověří výsledky výpočtů uvedených v kapitole 5.6.

6.1.1 Průběh experimentu na slané vodě

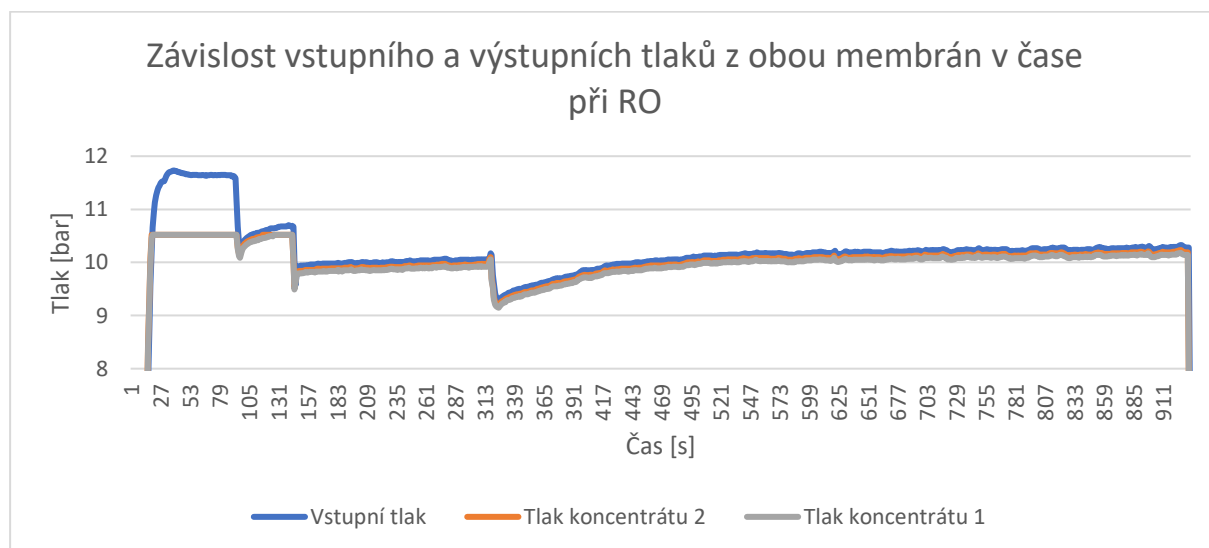
Pro tento experiment bylo do vstupní 150 l nádrže odměřeno 100 l čisté vody a přimícháno 400 g kuchyňské soli, což odpovídá vstupní koncentraci 4000 mg/l. Před začátkem experimentu byla stanovena elektrická vodivost neboli konduktivita vstupního roztoku o hodnotě 8870 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Přepočet na salinitu v mg/l byl proveden na základě matematického modelu, který uvádí studie [68]. Vodivost roztoku závisí silně na teplotě. Matematický model byl odvozený pro teplotu 25 °C. Autoři studie uvádí, že salinita klesá s každým stupněm Celsia o 2 až 3 %. Tento fakt byl ve výpočtu zohledněn a výsledky vstupního roztoku byly sníženy o 2,5 % s rozdílným stupněm Celsia. Salinita vstupního roztoku pak vychází 5315 mg/l. Tato odchylka může být způsobená tím, že již samotná čistá voda obsahuje ionty, které byly vodivostní sondou změřeny. K odchylce mohla přispět i nepřesnost měření vodivostní sondy.

Průtok vstupního roztoku byl měřený indukčním průtokoměrem IFM SM8000, který je součástí potrubní sítě, a zároveň byly stanoveny hmotnostní průtoky pomocí měření hmotnosti permeátu a koncentrátu za uplynulý čas, které byly jímány do retenčních nádob po průchodu membránami. Hustota čisté vody při 20 °C činí 998,2 kg/m^3 . Pro jednoduchost byla hustota slané vody stanovena na 1000 kg/m^3 . Průměry naměřených hodnoty jsou uvedeny v tab. 16. Teplota roztoku byla měřena pomocí teploměru Pt 1000.

Tabulka 16: Naměřené hodnoty desalinace při průchodu obou membrán

Veličina	Hodnota	Jednotka
Teplota	20,6	°C
Časový úsek	935	s
Průtok vstupního roztoku ⁵	270,4	l/h
Hustota	1000	kg/m ³
První membrána RO		
Vstupní tlak	10,09	bar
Tlak permeátu	0,0	bar
Tlak koncentráту	9,88	bar
Hmotnost permeátu	3453	g
Průtok permeátu	13,3	l/h
Druhá membrána RO		
Tlak permeátu	0,0	bar
Tlak koncentráту	9,92	bar
Hmotnost permeátu	4086	g
Průtok permeátu	15,7	l/h
Hmotnost koncentráту	61905	g
Průtok koncentráту	238,4	l/h
Průtok vstupního roztoku ⁶	267,4	l/h

Graf 2 zobrazuje závislost vstupního a výstupních tlaků koncentráту v čase při RO. Při RO dochází k průchodu permeátu z vnější strany membrány do jejího středu, což je spojeno s velkou tlakovou ztrátou spojenou s překonáním osmotického tlaku. Tlak permeátu je měřen pouze u výstupu z první membrány, jelikož je nulový a je jímán do retenční nádrže gravitačním spádem. Tlaková ztráta koncentráту je však výrazně nižší, jak lze vidět v grafu 2.



Graf 2: Závislost vstupního a výstupních tlaků z obou membrán při RO

⁵ Naměřeno průtokoměrem

⁶ Vypočteno dle rovnice (5.1)

6.1.2 Vyhodnocení experimentu na slané vodě

Ke stanovení klíčového parametru retence bylo nutné změřit hodnoty elektrické vodivosti. Stupeň konverze byl vypočten na základě průtoků jednotlivých proudů. Tyto hodnoty jsou uvedeny v tab. 17.

Tabulka 17: Parametry slané vody po RO

Typ roztoku	Průtok [l/h]	Elektrická vodivost [$\mu\text{S/cm}$]	Koncentrace [mg/l]	Retence [%]	Stupeň konverze [%]
Permeát 1	13,3	38	23	99,57	4,97
Permeát 2	15,7	41	25	99,53	5,88
Koncentrát	238,4	9836	5895	-	-
Vstupní roztok	267,4	8870	5254	-	-

Z tab. 17 vyplývá, že pomocí RO bylo dosaženo velmi vysoké retence částic. Dle zákona zachování hmoty by z naměřených hodnot permeátu a koncentráту měla být koncentrace vstupního roztoku 5257 mg/l, což je odchylka 0,06 %.

Odchylka průtoků vstupního roztoku naměřená průtokoměrem a stanovená vážením je relativně nízká a činí 1,15 %, což může být způsobeno netěsností spojů (drobný únik koncentráту) či nepřesností měření průtokoměru. Jako referenční hodnota pro výpočet je zvolena hodnota průtoku určená vážením.

Tlak koncentráту z první membrány byl naměřen 9,88 bar, což činí tlakovou ztrátu 0,2 bar. Tato ztráta je velmi nízká, výrobce uvádí maximální tlakovou ztrátu 1 bar. Tlak koncentráту po průchodu druhou membránou však vychází 9,92 bar. Nárůst tlaku by mohl být způsobený hydrostatickým tlakem, jelikož se druhá membrána nachází pod první membránou, či nepřesností měření tlakoměru. Tlaková ztráta je však velmi nízká. Pro bilanční výpočet druhé membrány byla určena tlaková ztráta 0,1 bar, jelikož nelze předpokládat nárůst tlaku při průchodu membránou. V následující podkapitole jsou porovnány naměřené a vypočtené hodnoty.

6.1.3 Srovnání výsledků experimentu s teoretickými výpočty u slané vody

Bilanční výpočet desalinace pomocí reverzní osmózy popisuje kapitola 5.6. Provozní podmínky jako jsou vstupní koncentrace a tlak roztoku či tlaková ztráta byly zadány na základě experimentálního měření. Mezi klíčové parametry patří stupeň konverze a retence částic, které udávají podíl permeátu vůči vstupnímu roztoku a výslednou koncentraci permeátu.

Tabulka 18: Srovnání výsledků desalinace

Bilanční výpočet	Koncentrace [mg/l]	Retence [%]	Stupeň konverze [%]
Permeát 1	84	98,3	6,7
Permeát 2	96	98,3	6,7
Experimentální měření	Koncentrace [mg/l]	Retence [%]	Stupeň konverze [%]
Permeát 1	22,74	99,6	4,97
Permeát 2	24,54	99,53	5,88

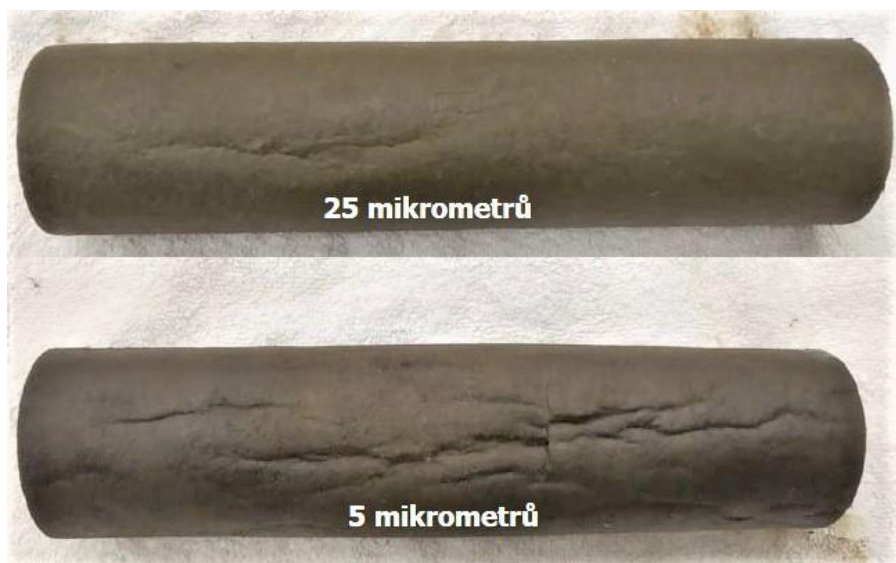
Z tab. 18 vyplývá, že bylo experimentálně dosaženo lepších výsledků retence u obou permeátů. Naměřená retence je téměř ideální a dosahuje přes 99,5 %. Tato hodnota je vyšší, než udává výrobce při optimálních podmínkách (99,4 %). Tento výsledek však může být mírně ovlivněný přepočtem vodivostní sondy na koncentraci. Koncentrace permeátu z druhé membrány se očekává větší, jelikož má vstupující roztok do druhé membrány vyšší koncentraci než vstupní roztok do první membrány. Oproti tomu stupeň konverze je u obou membrán mírně nižší, než udává bilanční výpočet. Stupeň konverze (dále SK) je očekáván vyšší u první membrány, jelikož zde působí vyšší tlak. Nárůst SK je relativně nízký a může být způsoben špatným odvodušněním první membrány. Vzduchové bubliny zabrání kontaktu vstupního roztoku s membránou. Celkový SK z bilančního výpočtu vychází 12,9 %, zatímco u experimentu vychází celkový SK 10,9 %. Obecně lze konstatovat, že stupně konverze jsou pro praktické účely relativně nízké. Zvýšení stupně konverze se docílí použitím vyššího tlaku a sériovým zapojením několika membrán až k hodnotě 80 %.

6.2. Experimentální ověření účinnosti membránových technologií na fugátu

Druhý experiment na ověření účinnosti vybraných membránových technologií byl provedený na silně znečištěné odpadní zemědělské vodě – fugátu. Průběh měření je popsán v následující podkapitole.

6.2.1 Průběh experimentu na fugátu

Do vstupní nádrže bylo odměřeno 90 litrů surového fugátu. Před začátkem experimentu se odebral vzorek ke stanovení složení a dalších vlastností. První částí experimentu bylo předčištění pomocí mikrofiltrace. Po spuštění membránového čerpadla došlo k čerpání fugátu z nádrže do sestavy 4 filtrů. Fugát však prošel pouze prvními dvěma a dál se nedostal i přesto, že čerpadlo pracovalo na svém maximálním výkonu – 8 bar. Tento tlak však nestačil k protlačení hustého fugátu přes 25 mikrometrový filtr. Proto bylo nutné experiment zastavit a oddělat zbývající mikrofiltry. Díky snadné manipulaci s filtry tato výměna nebyla časově náročná. Naplánovaný experiment bylo nutné přehodnotit a při průchodu první větví testovacího zařízení bylo nutné použít pouze filtr o jedné velikosti pórů. Přes 80 mikrometrový filtr již fugát prošel. Permeát byl po průchodu prvním filtrem jímán do nádob, aby bylo možné určit jeho průtok. Poté se fugát přelil do vstupní nádrže a celý test se třikrát opakoval s filtračními vložkami o velikosti pórů 25, 10 a 5 mikrometrů. Takto nastavený experiment již proběhl bez obtíží. Během experimentu však došlo k poškození filtru o velikosti pórů 5 i 25 mikrometrů, které lze vidět na obr. 44.



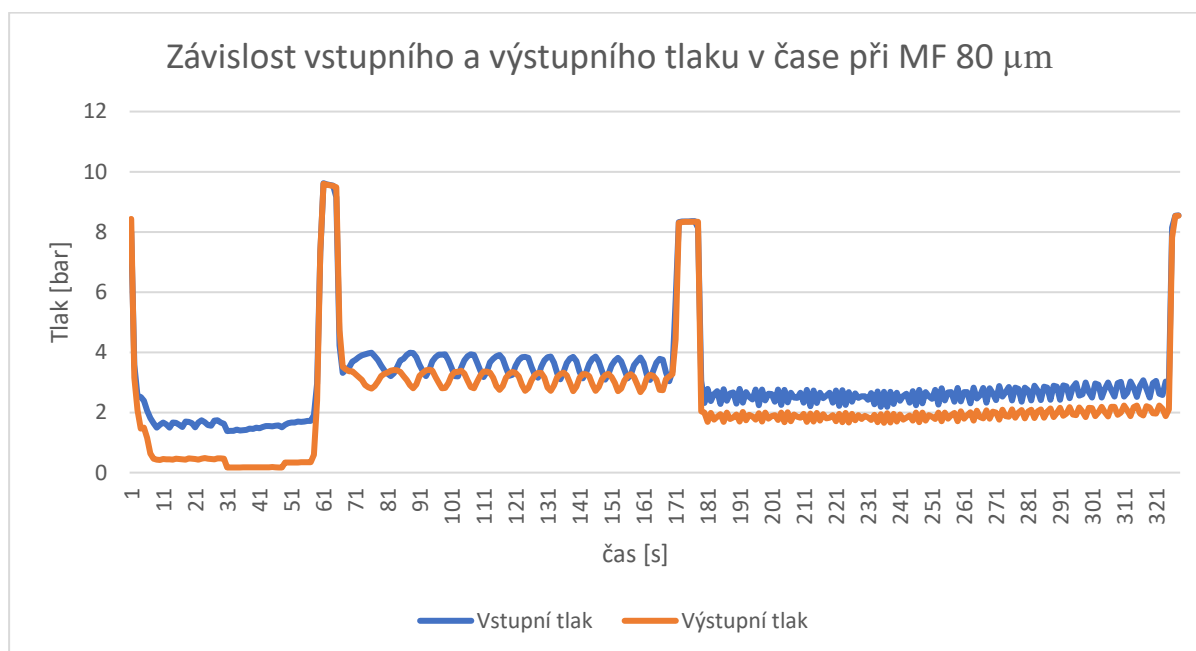
Obr. 44: Poškození filtrů

Dále jsou uvedeny naměřené hodnoty při použití jednotlivých typů filtrů. Veličiny jako jsou teplota, vstupní a výstupní tlak či průtok permeátu jsou uvedeny jako průměry z celého měření. Naměřené hodnoty při MF o velikosti 80 mikrometrů jsou uvedeny v tab. 19.

Tabulka 19: Průměrné naměřené hodnoty při MF 80 mikrometrů

Veličina	Hodnota	Jednotka
Teplota	19,3	°C
Vstupní tlak	3,1	bar
Tlak permeátu	2,4	bar
Tlaková ztráta	0,7	bar
Průtok vstupního roztoku	859	l/h
Hmotnost permeátu	81 780	g
Hustota ⁷	1042	kg/m ³
Časový úsek	327	s
Průtok permeátu	864	l/h

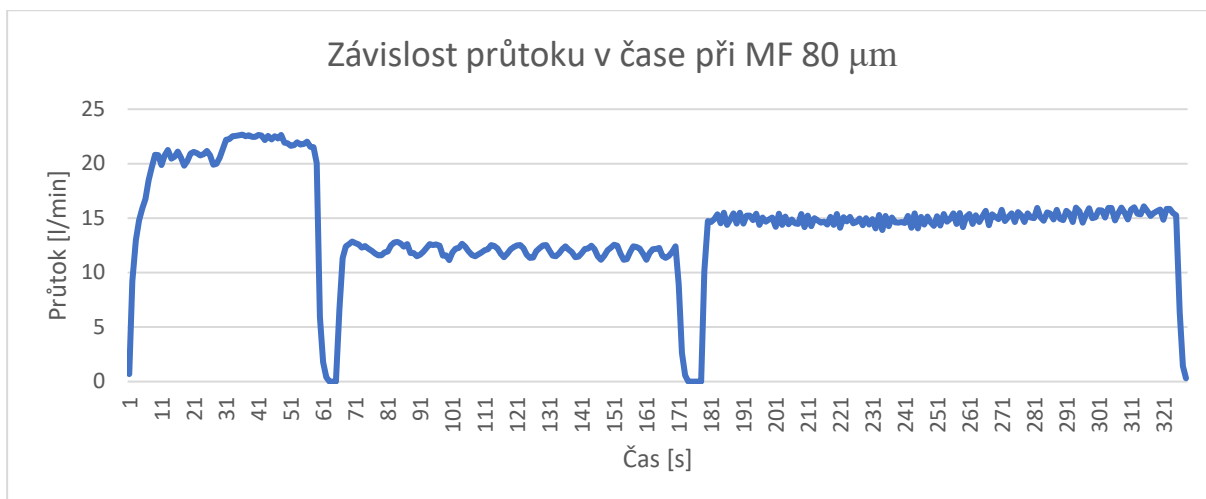
Průtok vstupního roztoku naměřeného průtokoměrem je nižší než naměřená hodnota průtoku permeátu dle metody vážení, která je výrazně přesnější. Odchylka může být způsobena zadržením koncentráту či nepřesností měření průtokoměru. Závislost vstupního tlaku a tlaku permeátu v čase je zobrazena grafem 3.



Graf 3: Závislost tlaků při MF 80 mikrometrů

Tlaková ztráta průměrně dosahuje 0,7 bar. Výkyvy tlaků korespondují se snížením vstupního průtoku, který je zobrazen v grafu 4.

⁷ Hustota fugátu byla stanovena externí laboratoří



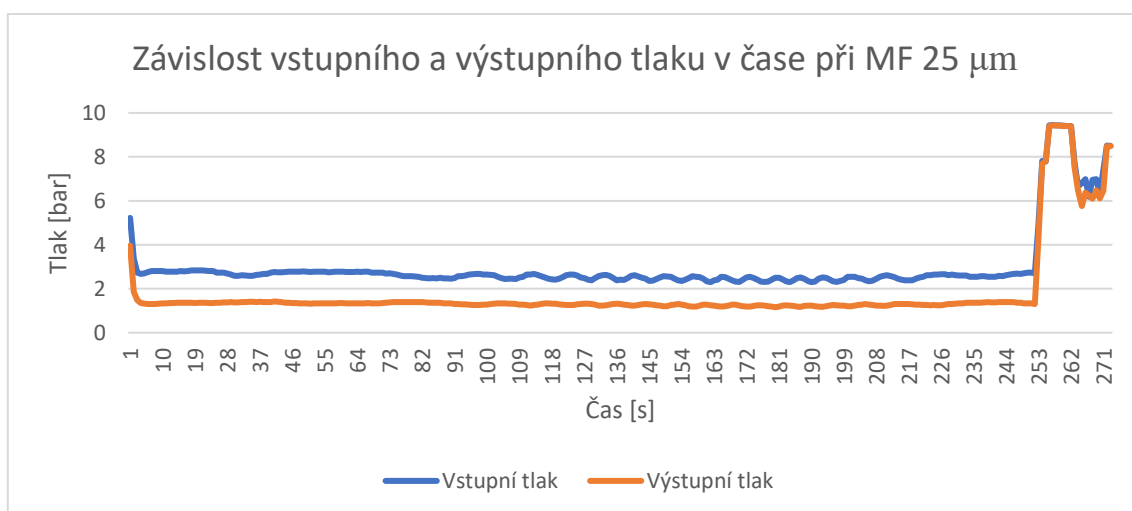
Graf 4 Závislost průtoku vstupního roztoku v čase při MF 80 mikrometrů

Naměřené hodnoty při použití filtru o velikosti pórů 25 µm jsou uvedeny v tab. 20.

Tabulka 20: Průměrné naměřené hodnoty při MF 25 mikrometrů

Veličina	Hodnota	Jednotka
Teplota	19,6	°C
Vstupní tlak	3,0	bar
Tlak permeátu	1,8	bar
Tlaková ztráta	1,2	bar
Průtok vstupního roztoku	906,8	l/h
Hmotnost permeátu	70 681	g
Hustota	1042	kg/m ³
Časový úsek	272	s
Průtok permeátu	897,8	l/h

Průměrná tlaková ztráta mírně narostla na 1,2 bar, což může být způsobeno nižší velikostí pórů membrány. Závislost vstupního a výstupního tlaku v čase je znázorněna pomocí grafu 5.



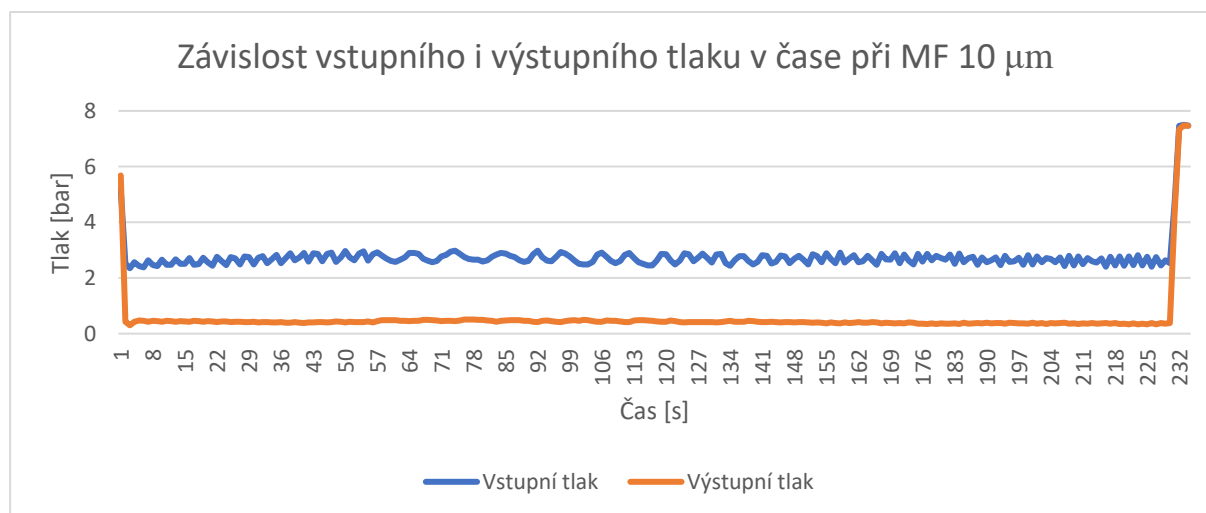
Graf 5 Závislost tlaků v čase při MF 25 mikrometrů

Při třetím měření byl použit mikrofiltr o velikosti 10 μm . Naměřené hodnoty jsou uvedeny v tab. 21.

Tabulka 21 Průměrné naměřené hodnoty při MF 10 mikrometrů

Veličina	Hodnota	Jednotka
Teplota	19,6	$^{\circ}\text{C}$
Vstupní tlak	2,8	bar
Tlak permeátu	0,6	bar
Tlaková ztráta	2,2	bar
Průtok vstupního roztoku	898,1	l/h
Hmotnost permeátu	59 488	g
Hustota	1042	kg/m^3
Časový úsek	233	s
Průtok permeátu	882,1	l/h

Průměrná tlaková ztráta dosahuje 2,2 bar, což je výrazný nárůst oproti předcházející filtraci. Tlaková závislost v čase je zobrazena v grafu 6.



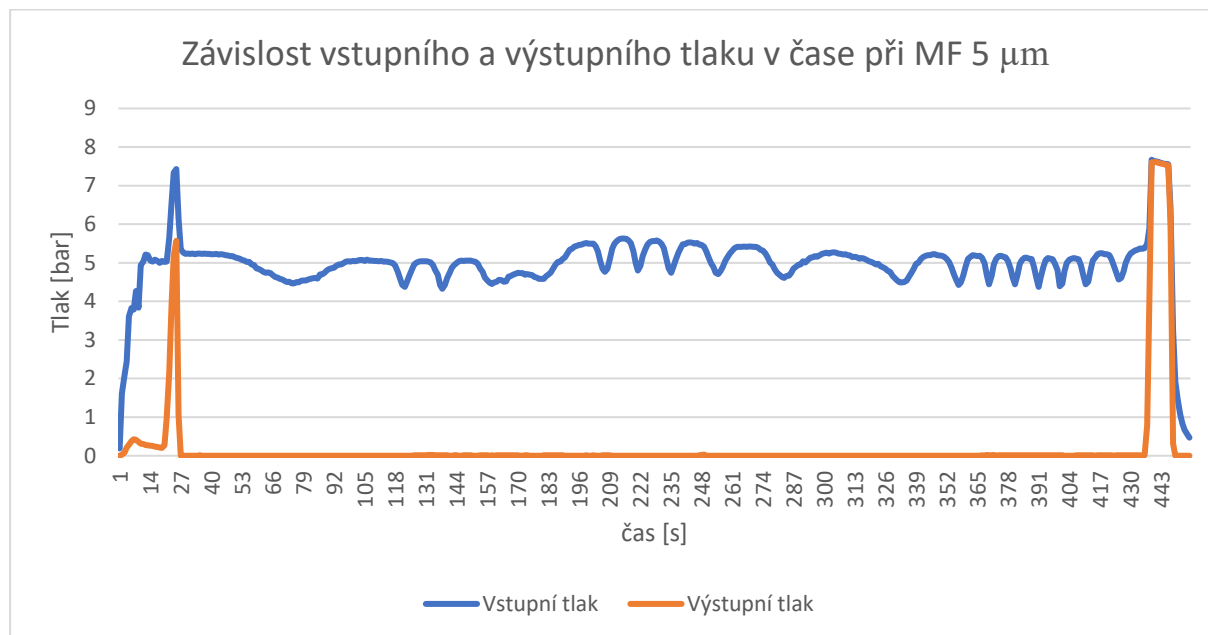
Graf 6 Závislost tlaků v čase při MF 10 mikrometrů

Poslední měření mikrofiltrace proběhlo pomocí filtru o velikosti pórů 5 μm . Průměrné naměřené hodnoty jsou uvedeny v tab. 22.

Tabulka 22 Průměrné naměřené hodnoty při MF 5 mikrometrů

Veličina	Hodnota	Jednotka
Teplota	20,2	$^{\circ}\text{C}$
Vstupní tlak	5	bar
Tlak permeátu	0,2	bar
Tlaková ztráta	4,8	bar
Průtok vstupního roztoku	466,4	l/h
Hmotnost permeátu	57 597	g
Hustota	1032	kg/m^3
Časový úsek	454	s
Průtok permeátu	442,6	l/h

Tlaková ztráta je poměrně výrazná, jak lze vidět v grafu 7. To je způsobeno malou velikostí pórů filtrů a zanesením membrány, jelikož předchozí kroky nedosahují 100% účinnosti. To mělo vliv i na výrazné snížení průtoku permeátu o téměř polovinu oproti předcházejícím měřením.



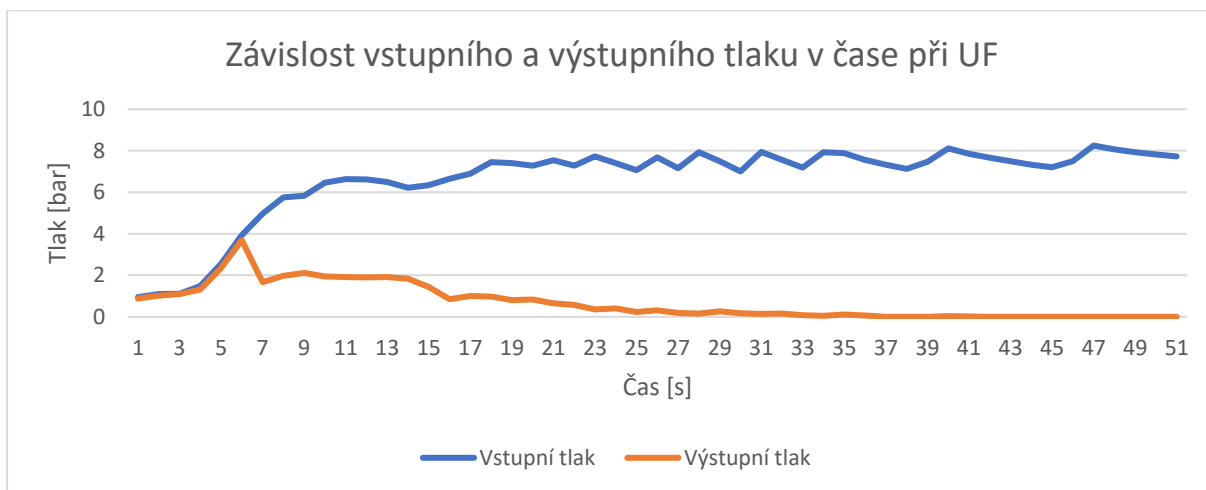
Graf 7 Závislost tlaků v čase při MF 5 mikrometrů

Po mikrofiltraci byl fugát veden do ultrafiltrační membrány. Fugát byl však i po průchodu mikrofiltrací silně znečištěný. To způsobilo, že z ultrafiltrační membrány vyteklo pouze 315 g permeátu a poté se membrána zanesla. Rychlé zanesení mohlo být zapříčiněno tím, že tato membrána měla typ proudění tzv. mrtvý konec, který je náchylnější k zanesení. Výsledky měření jsou uvedené v tab. 23.

Tabulka 23 Průměrné naměřené hodnoty při MF 5 mikrometrů při UF

Veličina	Hodnota	Jednotka
Teplota	19,3	°C
Vstupní tlak	6,6	bar
Tlak permeátu	0,7	bar
Tlaková ztráta	5,9	bar
Průtok vstupního roztoku	127	l/h
Hmotnost permeátu	315	g
Hustota	1006	kg/m ³
Časový úsek	50	s
Průtok permeátu	22,6	l/h

Jak vyplývá z naměřených dat v tab. 23, permeát se tvořil pouze po dobu 50 s než došlo k zanesení membrány. Závislost tlaků je znázorněna v grafu 8.



Graf 8: Závislost tlaků v čase při UF

Následně byl fugát veden do dvou membrán reverzní osmózy. Před začátkem měření však bylo nutné upravit pH, které má velký vliv na zachycení amonných kationtů. Původní vzorek měl hodnotu pH 8,3. Tuto hodnotu bylo nutné snížit, proto bylo do roztoku přidáno 500 ml koncentrované (96%) kyseliny sírové H_2SO_4 . To způsobilo snížení pH na hodnotu 7,2 a také pění, které lze vidět na obr. 45.



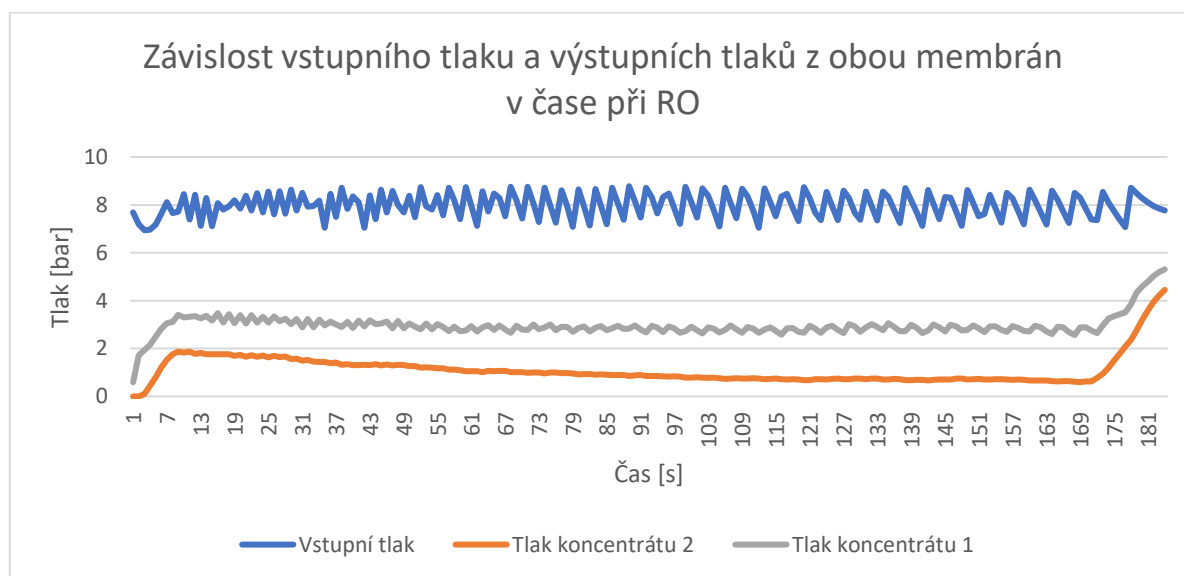
Obr. 45: Fugát po úpravě pH

Tato pěna se však koncentrovala pouze v horní části membrány a na další měření vliv neměla. Vzhledem k tomu, že neproběhlo předčištění pomocí ultrafiltrace, byl vstupní roztok silně znečištěný a koncentrovaný. Vysoká koncentrace látek zvyšuje osmotický tlak reverzní osmózy, který je nutný překonat. Vysokotlaké rotační čerpadlo, které bylo použito, však s viskózním roztokem fugátu nebylo schopné dosáhnout potřebného tlaku k překonání toho osmotického. Fugát tedy proudil přes membrány RO, žádný permeát se však nevytvořil. Z tohoto důvodu nebyl koncentrát na konci měření zvážen. Výsledky měření jsou uvedeny v tab. 24.

Tabulka 24 Průměrné naměřené hodnoty při RO

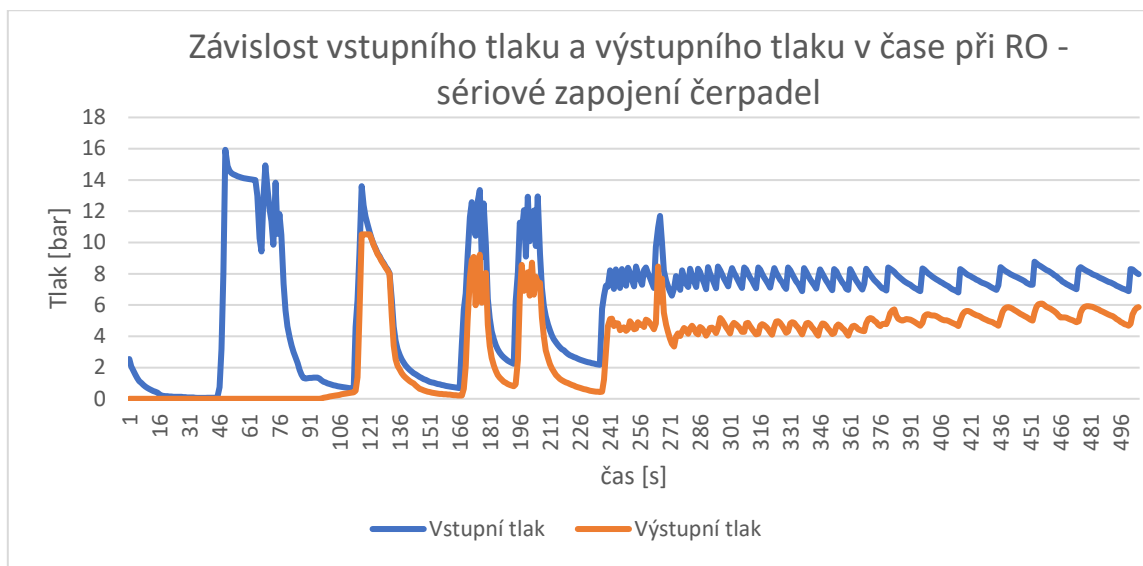
Veličina	Hodnota	Jednotka
Teplota	22,2	°C
Časový úsek	183	s
Průtok vstupního roztoku	88,6	l/h
První membrána RO		
Vstupní tlak	8,0	bar
Tlak permeátu	0,0	bar
Tlak koncentráту	3,0	bar
Tlaková ztráta	5,0	bar
Hmotnost permeátu	0,0	g
Průtok permeátu	0,0	l/h
Druhá membrána RO		
Tlak permeátu	0,0	bar
Tlak koncentráту	1,1	bar
Tlaková ztráta	1,9	bar
Hmotnost permeátu	0,0	g
Průtok permeátu	0,0	l/h

Závislost vstupního tlaku a tlaků koncentrátů v čase při RO je zobrazena grafem 9.



Graf 9: Závislost tlaků v čase při RO

Na základě neúspěšného testu byla snaha zvýšit tlak pomocí sériového zapojení čerpadel. Aby se předešlo výraznému zanešení obou membrán, byla pro tento test použita pouze první membrána. Fugát tedy nejdříve proudil do membránového a poté do rotačního čerpadla. Celkový tlak místy výrazně vzrostl až k 15 barům. Při této hodnotě však došlo k výraznému snížení výkonu rotačního čerpadla. Po několika pokusech došlo k přetížení a přehřátí tohoto čerpadla a jak lze vidět v grafu č.10, v polovině experimentu došlo k jeho úplnému zastavení. Výtlačná výška byla tedy dosažena pouze pomocí membránového čerpadla.



Graf 10: Závislost tlaků v čase při RO při sériovém zapojení čerpadel

Průměrné hodnoty z měření se sériovým zapojením čerpadel jsou uvedeny v tab. 25.

Tabulka 25 Průměrné naměřené hodnoty při sériovém zapojení čerpadel RO

Veličina	Hodnota	Jednotka
Teplota	22,4	°C
Vstupní tlak	6,3	bar
Tlak permeátu	0,0	bar
Tlak koncentrátu	3,4	bar
Tlaková ztráta	2,9	bar
Průtok vstupního roztoku	35	l/h
Hmotnost permeátu	0,0	g
Časový úsek	504	s
Průtok permeátu	0,0	l/h

Z tab. 25 a grafu 10 vyplývá, že průměrný vstupní tlak je zkreslen výkyvy rotačního čerpadla. I krátkodobý nárůst vstupního tlaku však nepřevýšil tlak osmotický, což znemožnilo produkci permeátu.

6.2.2 Vyhodnocení experimentu na fugátu

Během čištění surového fugátu došlo k zanesení UF membrány, což způsobilo nedostatečné předčištění fugátu před reverzní osmózou. Vysoká koncentrace znečišťujících látek způsobila vysoký osmotický tlak, který nebylo možné dosáhnout. Před začátkem samotného měření a následně po každé fázi čištění byly odebrány vzorky k analýze. Výsledky analýzy jsou uvedeny v tab. 26.

Tabulka 26: Výsledky analýzy jednotlivých kroků čištění fugátu

Vzorek	Surový fugát	Permeát po MF	Permeát po UF	Jednotka
Sušina	5,85	5,75	1,22	%
NL	28500	23250	3350	mg/l
RL	10000	9500	7075	mg/l
Amoniakální dusík	2992	3075	1210	mg/l
Hustota	1042	1032	1006	kg/m ³
pH	8,14	8,27	8,6	-

Z tab. 26 vyplývá, že surový fugát obsahuje relativně vysoké množství sušiny a ani po MF nedošlo k výraznému snížení. To může být způsobeno relativně rychlým zanesením mikrofiltračních membrán či jejich poškozením, jak lze vidět v předchozí kapitole. Při takto porušeném povrchu membrány došlo ke snížení efektivity separace nerozpuštěných látek. Řešením může být předčištění surového fugátu pomocí mechanické separace. Pomocí této technologie by došlo ke snížení obsahu vstupní sušiny, což by výrazně ovlivnilo další měření.

Po UF lze vidět výrazné snížení NL a částečně i RL. Vzhledem však k vysoké koncentraci těchto znečišťujících látek při vstupu do membrány došlo k rychlému ucpání pórů membrány a vytvořený permeát nešlo použít k dalšímu čištění. Řešením může být použití trubkovitého modulu této membrány, který je méně náchylný k zanášení a použití ještě dalšího mikrofiltru o nižší velikosti pórů do 1 μm .

Dále lze pozorovat mírný nárůst amoniakálního dusíku. Jako amoniakální dusík se označuje NH_3 i amonný kationt NH_4^+ . S mírně rostoucím pH dochází k vyšší koncentraci NH_3 na úkor NH_4^+ , nikoli však k nárůstu koncentrace. To může být způsobeno nepřesným stanovením koncentrace. Po UF lze pozorovat výrazné zachycení amoniakálního dusíku, nikoli však dostatečné. Hodnoty pH mírně rostou po každé fázi čištění. Z tohoto důvodu se provádí úprava pH až těsně před reverzní osmózou. Nárůst pH může být spojen se zachytem kyselých látek jako jsou těkavé mastné kyseliny.

6.2.3 Srovnání výsledků experimentu s teoretickými výpočty u fugátu

Při dané koncentraci vstupního fugátu na základě výpočtu v kapitole 5.6. vychází osmotický tlak 25,3 bar. Tohoto tlaku se při experimentu nepodařilo dosáhnout, a proto se nevytvořil žádný permeát. Na základě tohoto nevydařeného testu došlo k provedení třetího experimentu, který je popsán v následující kapitole.

6.3. Experimentální ověření účinnosti membránových technologií na zředěném fugátu

Po neúspěšném experimentu, který měl za cíl vyčistit surový fugát, proběhl další test, tentokrát na zředěném fugátu. Vzhledem k tomu, že byl pro předchozí experiment použit veškerý dostupný surový fugát, pro druhý experiment bylo nutné použít již předčištěný fugát po mikrofiltraci se sníženým pH. Takto připravený fugát se smísil s čistou vodou v poměru 1:4. To způsobilo výrazné snížení koncentrace všech znečišťujících látek.

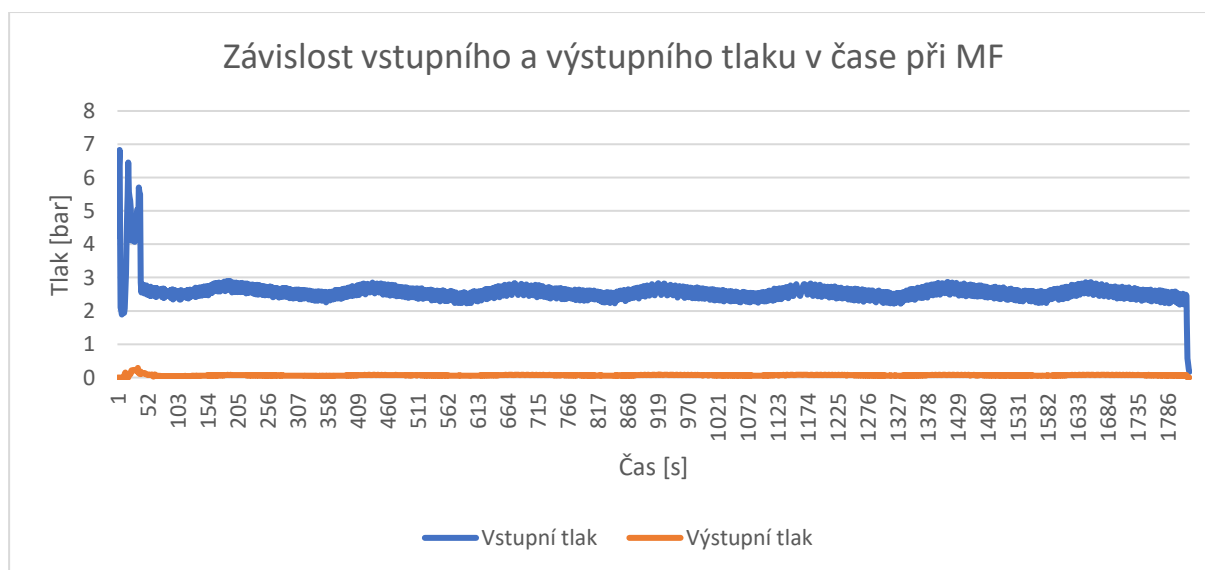
6.3.1 Průběh experimentu na zředěném fugátu

Následující měření probíhalo obdobně jako předcházející ovšem s tím rozdílem, že takto upravený fugát již bylo možné separovat pomocí MF na jedno měření. K dispozici byly tři náhradní filtry o velikostech 80, 25 a 25 μm . Aby se dosáhlo vyšší účinnosti separace, permeát nebyl jímán do retenčních nádob, ale byl vratkou veden zpět do vstupní nádrže. Takto nastavený test probíhal přes půl hodiny. Tím se dosáhlo toho, že fugát prošel přes filtrační zařízení čtyřikrát. Naměřené hodnoty jsou uvedeny v tab. 27.

Tabulka 27 Naměřené hodnoty zředěného fugátu po MF

Veličina	Hodnota	Jednotka
Teplota	15,5	°C
Vstupní tlak	2,6	bar
Tlak permeátu	0,07	bar
Tlaková ztráta	2,53	bar
Průtok vstupního roztoku	910,1	l/h
Časový úsek	1822	s

Vstupní tlak je relativně nízký a souvisí s vysokým průtokem permeátu. Vzhledem k použití tří filtrů je zde značná tlaková ztráta, jejíž průběh lze pozorovat v grafu 11.



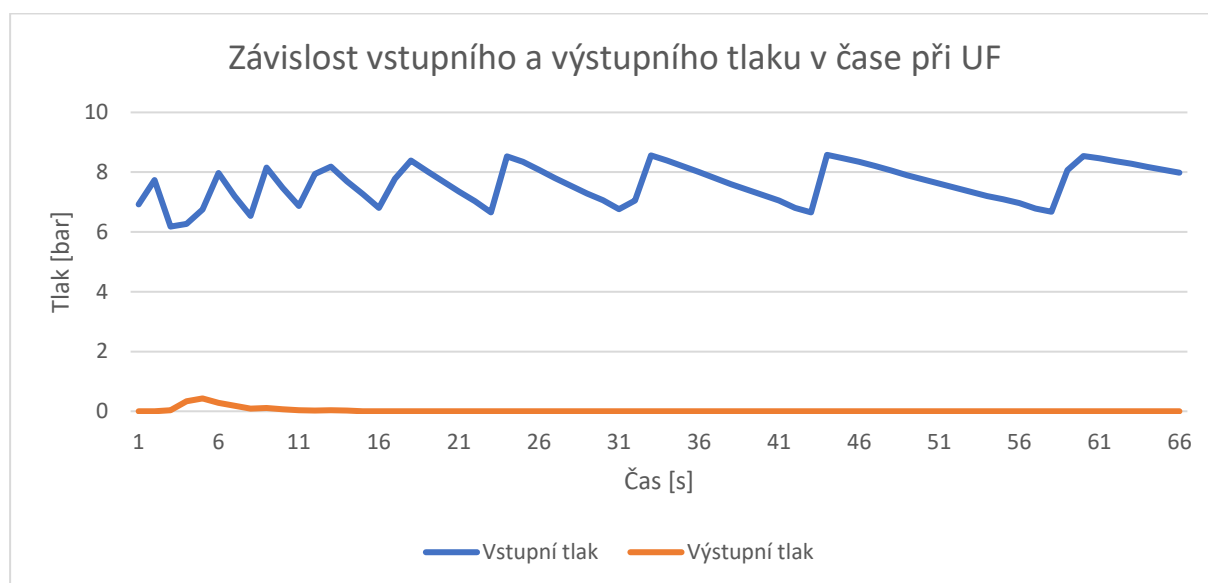
Graf 11: Závislost tlaků zředěného fugátu v čase při MF

Druhým krokem v čištění byla ultrafiltrace. Ultrafiltrační membrána byla před testem proplachována čistou vodou, aby se snížilo její zanesení. I přesto však došlo k relativně rychlému zanesení této membrány. Výsledky měření jsou uvedeny v tab. 28.

Tabulka 28 Naměřené hodnoty zředěného fugátu po UF

Veličina	Hodnota	Jednotka
Teplota	17,9	°C
Vstupní tlak	7,6	bar
Tlak permeátu	0,03	bar
Tlaková ztráta	7,57	bar
Průtok vstupního roztoku	41,1	l/h
Hmotnost permeátu	1177	g
Časový úsek	65	s
Průtok permeátu	65,1	l/h

Z tab. 28 vyplývá, že i přes vysoký vstupní tlak nedošlo k výrazné tvorbě permeátu a s ohledem na vysokou tlakovou ztrátu lze konstatovat, že došlo k zanesení membrány již po dvou minutách experimentu. S ohledem na oba provedené experimenty lze říci, že UF membrána byla nevhodně zvolená. Příčinou rychlého zanesení může být nedostatečné předčištění fugátu před UF či typ proudění tzv. mrtvý konec. Závislost vstupního a výstupního tlaku v čase při UF je zobrazeno v grafu 12.



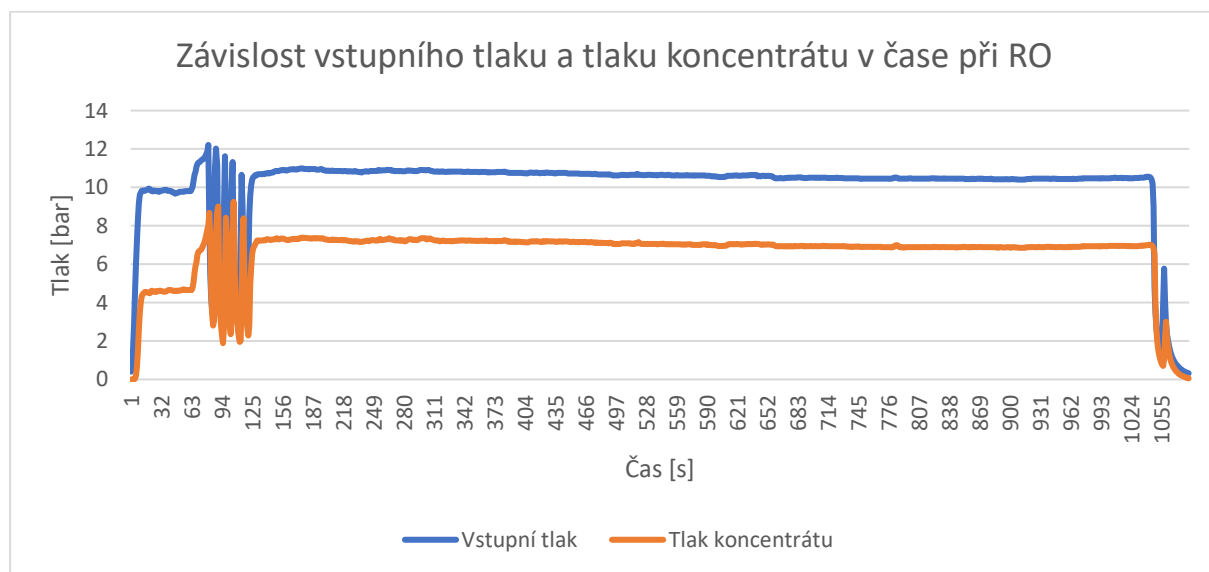
Graf 12: Závislost tlaků v čase při UF na zředěném fugátu

Hlavním krokem čištění byla reverzní osmóza. Pro tento experiment byla použita pouze jedna membrána, aby případně nedošlo k trvalému zanesení a znehodnocení obou membrán. Hodnota pH již pro tento experiment nebyla upravována z důvodu pění, které by mohlo způsobit zavzdušnění a snížit výkon čerpadla i membrán. Hodnota pH zředěného fugátu byla naměřena 7,7. Výsledky měření jsou uvedeny v tab. 29.

Tabulka 29 Naměřené hodnoty zředěného fugátu při RO I

Veličina	Hodnota	Jednotka
Teplota	16,7	°C
pH vstupního roztoku	7,7	
Vstupní tlak	10,07	bar
Tlak permeátu	0,0	bar
Tlak koncentráту	6,6	bar
Průtok vstupního roztoku ⁸	222	l/h
Hmotnost permeátu	1315	g
Hustota permeátu	995	kg/m ³
Časový úsek	1082	s
Průtok permeátu	4,4	l/h
Hmotnost koncentráту	66151	g
Hustota koncentráту	998	kg/m ³
Průtok koncentráту	219,4	l/h
Průtok vstupního roztoku ⁹	223,8	l/h

Při použití zředěného fugátu se koncentrace látek snížila a bylo možné překonat osmotický tlak vstupního roztoku. Jak lze vidět v tab. 31, permeátu se vytvořilo přes 1,3 l. Závislost vstupního tlaku a tlaku koncentráту v čase je zobrazena v grafu 13.



Graf 13: Závislost tlaků v čase při RO při zředěném fugátu

Z grafu 13 vyplývá, že tlaková ztráta koncentráту je po celou dobu měření přibližně konstantní. Výkyvy v první části měření jsou způsobeny přetížením čerpadla, ke kterému došlo při dosažení hodnoty 12 bar. Po asi minutě došlo k ustálení vstupního tlaku na 11 bar, který v závěru testu nepatrně klesal.

Vizuální výsledek separace znečišťujících látek u původního roztoku a permeátu fugátu je pro srovnání uveden na obr. 46. Je patrné, že došlo k výraznému snížení znečišťujících látek.

⁸ Změřeno pomocí průtokoměru

⁹ Vypočteno dle rovnice (5.1)



Obr. 46: Srovnání původního fugátu a vyčištěného pomocí MF a RO

Po úspěšném testu došlo k druhému měření, při kterém byly zapojeny obě membrány. Výsledky měření jsou uvedeny v tab. 30.

Tabulka 30: Naměřené hodnoty zředěného fugátu při RO II

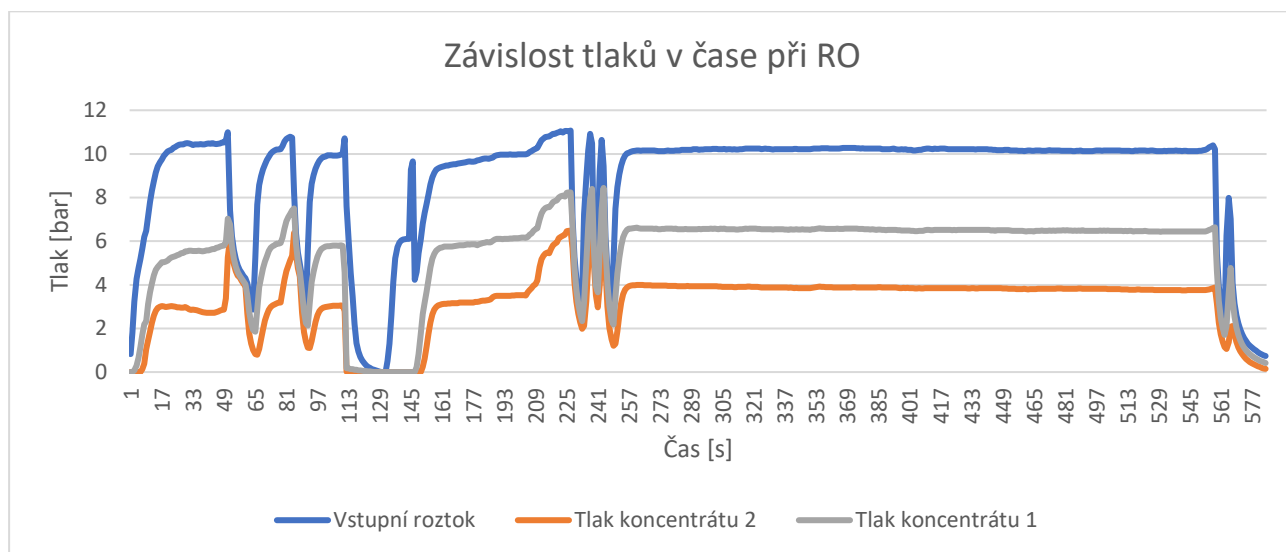
Veličina	Hodnota	Jednotka
Teplota	18,3	°C
Časový úsek	583	s
Hustota	995	kg/m ³
Průtok vstupního roztoku ¹⁰	181,7	l/h
První membrána RO		
Vstupní tlak	8,86	bar
Tlak permeátu	0,0	bar
Tlak koncentráту	5,4	bar
Hmotnost permeátu	850	g
Průtok permeátu	5,3	l/h
Druhá membrána RO		
Tlak permeátu	0,0	bar
Tlak koncentráту	3,2	bar
Hmotnost permeátu	663	g
Průtok permeátu	4,1	l/h
Hmotnost koncentráту	58142	g
Průtok koncentráту	359,7	l/h
Průtok vstupního roztoku ¹¹	369,1	l/h

Průtok permeátu z první membrány je 5,4 l/h a průtok z druhé membrány je 4,1 l/h. Menší průtok z druhé membrány je předpokládán vzhledem k nižšímu tlaku na vstupu do druhé membrány a vyššímu osmotickému tlaku.

Průměrný vstupní tlak byl naměřen 8,86 bar. Tento tlak je však ovlivněn výraznými výkyvy v první části měření, jak lze pozorovat v grafu 14. Jakmile se vstupní tlak přiblížil k hodnotě 11 bar, došlo k přetížení čerpadla a jeho výkon výrazně klesl. Vstupní tlak lze ovlivnit jehlovým ventilem umístěným za membránami. Přibližně v půlce testu došlo k ustálení vstupního tlaku na hodnotě 10 bar. Tlaková ztráta obou membrán je přibližně konstantní po celou dobu měření.

¹⁰ Naměřeno průtokoměrem

¹¹ Vypočteno dle rovnice (5.1)



Graf 14: Závislost tlaků zředěného fugátu v čase při RO

6.3.2 Vyhodnocení experimentu na zředěném fugátu

Cílem třetího měření byla separace znečišťujících látek fugátu. Před začátkem samotného měření a následně po každé fázi čištění byly odebrány vzorky k analýze. Výsledky analýzy jsou uvedeny v tabulkách 31 a 32.

Tabulka 31 Výsledky analýzy složení roztoků při úpravě zředěného fugátu

Vzorek	Zředěný fugát	Permeát po MF	Permeát po UF	Jednotka
Sušina	1,2	1,08	0,41	%
NL	5267	3833	437	mg/l
RL	6800	4517	1923	mg/l
Amoniakální dusík	699	-	496	mg/l
Hustota	-	1002	-	kg/m ³
pH	7,6	7,8	8	-
CHSK	10669	12273	2120	mg/l

Z tab. 31 vyplývá, že po MF došlo pouze k mírnému snížení nerozpuštěných látek. To je způsobeno tím, že pro tento experiment byly k dispozici pouze filtry o velikosti pórů 25 μm . I přes snížení koncentrace NL došlo k zanesení ultrafiltrační membrány. To mohlo být způsobeno zanesením během předchozího experimentu. Permeát po UF obsahuje výrazně méně nerozpuštěných látek, vzhledem k nízkému objemu jej však nelze použít pro reverzní osmózu. Zanesení UF membrány by se mohlo předejít vložením dalšího mikrofiltru o velikostech pórů do 1 μm a použít trubkový modul UF membrány.

Tabulka 32 Výsledky analýzy složení zředěného fugátu pomocí RO

Vzorek	Permeát A	Permeát B	Koncentrát A+B	Jednotka
Sušina	-	-	1,07	%
NL	17	3	3216	mg/l
RL	126	93	2050	mg/l
Amoniakální dusík	55	72	648	mg/l
Hustota	994,6	995,3	998,1	kg/m ³
pH	6,9	7,2	7,9	-
CHSK	5	18	12999	mg/l

V tab. 32 jsou uvedeny výsledky po průchodu reverzní osmózou. Permeát A byl vyprodukován během prvního měření při použití pouze jedné membrány. Permeát B byl vyprodukován při druhém měření a tvoří jej permeáty z obou membrán. Složení koncentráту A + B bylo analyzováno z obou měření dohromady. Z výsledků vyplývá signifikantní snížení nerozpuštěných i rozpuštěných látek. Stanovení množství RL může být zatíženo chybou, jelikož vstupní roztok po MF obsahoval 4517 mg/l, zatímco permeát 126 mg/l a koncentrát pouze 2050 mg/l. I za těchto odlišných výsledků však došlo k výrazné retenci částic. K vyšší retenci amoniakálního dusíku by došlo při snížení hodnoty pH pod hodnotu 7. Amoniakální dusík nebyl stanoven u vstupního roztoku. Retence amoniakálního dusíku dosahuje 88,9 % resp. 85,5 % při zachování konzervativního přístupu a vezme – li se jako vstupní koncentrace hodnota po UF. Chemická spotřeba kyslíku u permeátů je signifikantně nižší, což značí výrazné snížení organických látek ve vodě. Tato hodnota je dokonce nižší, než je koncentrační limit pro vypouštění odpadních vod do povrchových vod.

6.3.3 Srovnání výsledků experimentu s teoretickými výpočty

Bilanční výpočet separace částic zředěného fugátu pomocí reverzní osmózy je popsán v kapitole 5.7. Srovnání výsledků experimentu s teoretickými výpočty je uvedeno v tab. 33.

Tabulka 33: Srovnání výsledků experimentu s teoretickými výpočty na zředěném fugátu

Bilanční výpočet	Průtok [l/h]	Koncentrace [mg/l]	Retence [%]	Stupeň konverze [%]
Permeát 1	6,4	331	96	1,7
Permeát 2	-	-	-	-
Koncentrát	362,8	8490	-	-
Experimentální měření	Průtok [l/h]	Koncentrace RL+NL [mg/l]	Retence [%]	Stupeň konverze [%]
Permeát 1	5,3	96	98,8	1,4
Permeát 2	4,1			1,1
Koncentrát	359,7	5266	-	-

Bilanční výpočet byl proveden na základě vstupní koncentrace zředěného fugátu po MF, která je uvedena v tab. 31. Celková koncentrace znečišťujících látek se skládá z nerozpuštěných a rozpuštěných látek. Jak vyplývá z tab. 32, dle teoretického výpočtu byl permeát produkován pouze z první membrány. Výstupní tlak koncentráту z první membrány byl naměřený nižší než jeho osmotický tlak. Z experimentálního měření však vyplývá, že se permeát tvořil i průchodem druhou membránou. Výsledky měření naznačují, že vstupní koncentrace znečišťujících látek byla výrazně nižší, než bylo stanoveno analýzou složení. Analýza mohla být zatížena chybou způsobenou vysokou koncentrací znečišťujících látek. Při této analýze došlo k rychlému zanesení filtru, který měl separovat NL. To způsobilo vytvoření pouze malého objemu permeátu, ze kterého byla nepřesně stanovena koncentrace rozpuštěných látek. Na základě výrazné odchylky bilančního výpočtu s naměřenými hodnotami, je proveden reverzní výpočet vstupní koncentrace.

Spojením rovnic (5.1) a (5.2) lze reverzním postupem naměřených dat koncentrací a průtoků permeátů a koncentráту získat vstupní koncentraci roztoku. Tento výpočet demonstrují rovnice (6.1) a (6.2).

$$C_{F2} = \frac{Q_{P2} \cdot C_{P2} + Q_{C2} \cdot C_{C2}}{Q_{P2} + Q_{C2}} = 5208 \frac{mg}{l} \quad (6.1)$$

$$C_{F1} = \frac{Q_{P1} \cdot C_{P1} + (Q_{C2} + Q_{P2}) \cdot C_{F2}}{Q_{P2} + Q_{C2} + Q_{P1}} = 5134 \frac{mg}{l} \quad (6.2)$$

Dosazením do rovnice (5.6) pro výpočet osmotického tlaku se získá hodnota

$$\pi_F = \phi CRT = 1 \cdot \frac{5,134}{31,3} \cdot 0,083145 \cdot (273,15 + 18,3) = 4,03 \text{ bar} \quad (6.3)$$

Z výsledků rovnice (6.3) lze říci, že při této hodnotě osmotického tlaku provozní podmínky měření umožnily tvorbu permeátu i při průchodu druhou membránou.

Celkově vychází SK velmi nízký. To je způsobeno vysokou koncentrací znečišťujících látek a malým tlakem vstupního roztoku. Při optimálních podmínkách desalinace je SK 15 % na jednu membránu. U průmyslových aplikací dosahuje SK až 80 %, čehož se dosáhne vícestupňovým uspořádáním a použitím vysokotlakých čerpadel. To však značně zvyšuje investiční i provozní náklady.

Pomocí membránových technologií lze získat z fugátu čistou vodu při správném nastavení předčištění. Fugát je však silně znečištěná odpadní voda, která snadno způsobí zanesení membrán. Proto je vhodné využít metody mechanické separace před samotným předčištěním pomocí membránových technologií. Tím se sníží vstupní podíl sušiny a zvýší se účinnost i životnost jednotlivých membrán. Navržené testovací zařízení má potenciál k čištění i jiných odpadních vod při výměně zanesených membrán.

7. Závěr

Tato práce se zabývala využitím membrán pro zpracování odpadních vod ze zemědělství, konkrétně fugátu. Cílem této práce bylo představit základní charakteristiky membránových technologií a jejich využití pro zpracování odpadních vod ze zemědělství a navrhnout testovací zařízení pro zpracování fugátu pomocí membránových technologií. Funkce testovacího membránového zařízení byla úspěšně experimentálně ověřena. Práce rovněž srovnala výsledky experimentů s teoretickými výpočty.

V teoretické části práce byly stručně popsány bioplynové technologie a typy separace fugátu, základní principy a vlastnosti membránových technologií s ohledem na oblasti využití a přehled dostupných membránových technologií. Dále byly uvedeny poznatky z odborných studií, které se věnovaly zpracování fugátu pomocí různých membránových technologií.

Na základě získaných informací bylo navrženo testovací zařízení pro zpracování fugátu. Byly vytipovány, poptány a nakoupeny jednotlivé komponenty. Následně bylo testovací zařízení sestaveno a instalováno v prostorách Laboratoře energeticky náročných procesů na FSI VUT v Brně.

Zařízení umožňuje tři stupně úpravy – mikrofiltraci (filtry o velikosti 80, 25, 10 a 5 μm), ultrafiltraci a dvoustupňovou reverzní osmózu. Proudění fugátu je zajištěno pomocí dvou čerpadel – membránového a rotačního čerpadla. Zařízení je dále vybaveno potřebnou měřicí a regulační technikou.

V rámci diplomové práce byly provedeny celkem tři experimenty ověřující účinnost navrženého zařízení. Během experimentů byly zaznamenávány klíčové provozní parametry a bylo sledováno složení produktů. Výsledky experimentů byly srovnány s teoretickými bilančními výpočty.

První experiment testoval účinnost dvoustupňové konfigurace reverzní osmózy pomocí desalinace vody. Experimentální měření dosahovalo dokonce vyšší retence soli NaCl (99,6 a 99,5 %) oproti teoretickému výpočtu (98,4 a 98,3 %). Stupně konverze dosahovaly hodnot (5 a 5,9 %) oproti teoretickým hodnotám (6,7 a 6,7 %). Nižší stupeň konverze u první membrány mohl být způsoben nedokonalým odvzdušněním membrány.

Druhý experiment byl proveden na surovém fugátu a testoval již všechny stupně separace (MF, UF, RO). Vzhledem k vysokému procentu sušiny došlo k relativně rychlému zanesení MF membrán a jejich poškození, což snížilo účinnost mikrofiltrace. Nedostatečné předčištění způsobilo kompletní zanesení ultrafiltrační membrány. Malé množství permeátu nešlo použít k separaci pomocí RO. S ohledem na tento fakt vykazoval fugát před vstupem na RO vysokou koncentraci znečišťujících látek a ani při sériovém zapojení obou čerpadel nedošlo k překonání osmotického tlaku.

Třetí experiment proběhl na fugátu zředěném vodou v poměru 1:4. S ohledem na poškození byly použity pouze filtry o velikosti pórů 80 a 25 μm . To snížilo účinnost separace nerozpuštěných látek. I přes čištění UF membrány došlo při třetím experimentu k jejímu zanesení a permeát nebylo možné použít k další úpravě. Zředěný fugát však obsahoval nižší koncentraci znečišťujících látek, a proto bylo při RO možné překonat osmotický tlak membrány. Při RO došlo k 98,8% retenci rozpuštěných i nerozpuštěných látek.

Provedené experimenty ukázaly, jak extrémně náchylné k zanášení jsou membránové technologie při zpracování surového fugátu. Řešením může být použití důkladnější mechanické separace jako prvního kroku předčištění a použití více MF membrán o menší velikosti pórů, aby se předešlo ucpání UF membrány. Snížení náchylnosti k zanášení může být dosaženo použitím trubkovité UF membrány s příčným tokem. K dosažení velkých stupňů konverze je však nutné použití vysokotlakého čerpadla a velkého množství membrán, což výrazně zvyšuje náklady.

Přes uvedené problémy lze konstatovat, že membránové technologie naznačily svůj potenciál pro zpracování tohoto typu zemědělských vod. Permeát z posledního experimentu dosahoval takřka parametrů pro vypouštění do povrchových vod. Pro úspěšný dlouhodobý provoz zařízení by bylo nutné uskutečnit rozsáhlejší sérii měření a hledat udržitelné provozní podmínky. Předkládaná práce položila základy pro takovouto výzkumnou činnost, a to jak po teoretické, tak praktické stránce.

Seznam použité literatury

- [1] Jens Liebe, Reza Ardakanian. Safe Use of Wastewater in Agriculture. [Online] 2013. [Citace: 6. 3 2021.] https://collections.unu.edu/eserv/UNU:2661/proceedings-no-11_WEB.pdf.
- [2] Maria Salud Camilleri-Rumbau, Kelly Briceno, Lene Fjerbaek Sotoft, Knud Villy Christensen, Maria Cinta Roda-Serrat, Massimiliano Errico, Birgir Norddahl. Treatment of Manure and Digestate Liquid Fractions Using Membranes: Opportunities and Challenges. *International Journal of Environmental Research and Public Health*. 18, 2021, Sv. 3107.
- [3] Lawrence K. Wang, Jiaping Paul Chen, Yung-Tse Hung, Nazih K. SHammas. *Membrane and Desalination Technologies*. místo neznámé : Humana Press, 2011. 978-1-58829-940-6.
- [4] Zákon č. 254/2001 Sb., o vodách a o změně některých zákonů (vodní zákon). In: Sbírka zákonů. 1. 1. 2002. ISSN 1211-1244.
- [5] *Odpadový hospodář*. [Online] [Citace: 6. 3 2021.] <http://odpadovy-hospodar.cz/oduad-1/zemedelske-odpady-ze-zivocisne-vyroby>.
- [6] *Odpadový hospodář*. [Online] [Citace: 6. 3 2021.] <http://odpadovy-hospodar.cz/oduad-1/zemedelske-odpady-z-rostlinne-vyroby>.
- [7] DROSG Bernhard, Werner FUCHS, Bernd LINKE. *Nutrient Recovery by Biogas Digestate Processing*. místo neznámé : IEA Bioenergy, 2015. 978-1-910154-16-8.
- [8] Teodorita Al Seadi, Dominik Rutz, Heinz Prassl, Michael Köttner, Tobias Finsterwalder,. *Biogas handbook*. Esbjerg : University of Southern Denmark Esbjerg, 2008. 978-87-992962-0-0.
- [9] STRAKA, DOHÝNOS Michal a František. *Bioplyn: příručka pro výuku, projekci a provoz bioplynových systémů*. Praha : GAS, 2006. 80-7328-090-6.
- [10] Hradil, Petr. PROTOKOL O ZKOUŠCE č. B 4468/2015. Brno : LABTECH s.ro, Zkušební laboratoř Brno, 2015.
- [11] Richter, Miroslav. *Technologie ochrany životního prostředí. Část první. Ochrana čistoty vod*. Ústí nad Labem : autor neznámý, 2005. 80-7044-684-6.
- [12] L. Masse, D.I. Massé, Y. Pellerin. *The use of membranes for the treatment of manure: a critical literature review*. místo neznámé : Biosystems Engineering.
- [13] Vondra, Marek. Zařízení pro zahušťování odpadní vody z bioplynových stanic. *Dizertační práce*. Brno : Vysoké učení technické v Brně, 2017.
- [14] Julie Jeřábková, Renata Duffková. *Využití digestátu jako hnojiva*. místo neznámé : Biom CZ, 2019.
- [15] Wichterle, Kamil. *Základy procesního inženýrství*. Ostrava : VŠB - Technická univerzita Ostrava, 2012. 978-80-248-2580-9.

- [16] Pollert, Jaroslav. Mechanická část ČOV Sedimentační nádrže. [Online] 8. 10 2012. [Citace: 6. 3 2021.] http://kzei.fsv.cvut.cz/pdf/COV_pr_3.pdf.
- [17] Pivokonský. Membránové procesy. [Online] [Citace: 6. 3 2021.] http://www.pivokonsky.wz.cz/UV/uprava_vod_7.pdf.
- [18] Kucera, Jane. *Reverse Osmosis - Design, Processes and Applications for Engineers*. Canada : Scrivener Publishing, 2011. 978-0-470-618431.
- [19] Cheryan, Munir. *Ultrafiltration and Microfiltration handbook*. místo neznámé : CRC Press, 1998. 1-56676-598-6.
- [20] J. G. Wijmans, R. W. Baker. The solution-diffusion model: a review. *Journal of Membrane Science*. 107, 1995, 1-21.
- [21] Baker, Richard W. *Membrane Technology and Applications*. Newark : A John Wileyand Sons, 2012. 9780470743720.
- [22] Crittenden, John C., R. Rhodes Trussel, David W. Hand, Kerry J. Howe and George Tchobanoglous. *MWH's water treatment: principles and design - 3rd ed.* místo neznámé : John Wiley & Sons., 2012. 978-0-470-40539-0.
- [23] Nicholaus Prasetya, Nurul F. Himma, Putu Doddy Sutrisna, I. G. Wenten, Bradley P. Ladewig. A Review on Emerging Microporous Material-based Membranes for Carbon Capture and Separation. *Chemical Engineering Journal*. 2019.
- [24] M.S. Camileri-Rumbau, B. Norddahl, J. Wei, K.V. Christensen, L.F. Sotoft. Microfiltration and ultrafiltration as a post-treatment of biogas plant digestates for producing concentrated fertilizers. *Desalination and Water Treatment*. 55, 2014, 6.
- [25] Oliver Terna Iorhemen, Rania Ahmed Hamza, Joo Hwa Tay. *Membrane Bioreactor (MBR) Technology for Wastewater Treatment and Reclamation: Membrane Fouling*. Calgary : autor neznámý, 20016.
- [26] Chemická struktura acetátové celulózy, vlastnosti a použití. *Thpanorama*. [Online] 26. 2 2021. <https://cs.thpanorama.com/articles/qumica/acetato-de-celulosa-estructura-qumica-propiedades-y-usos.html>.
- [27] PP Microfiltration Membrane. *Membrane SOlutions*. [Online] [Citace: 9. 4 2021.] https://www.membrane-solutions.com/download/PP_Membrane.pdf.
- [28] Marek Gryta, Marta Waszak, Maria Tomaszewska. Studies of polypropylene membrane fouling during microfiltration of broth with *Citrobacer freundii* bacteria. *Polish Journal of Chemical Technology*. 17, 2015, Sv. 4.
- [29] Akiyoshi Sakoda, Takeshi Nomura, Motoyuki Suzuki. Activated Carbon Membrane for Water Treatments: Application of Decolorization of Coke Furnace Wastewater. *Adsoprtn*. 3, 1996, 93-98.
- [30] Activated carbon filter. *eurowater*. [Online] [Citace: 14. 4 2021.] <https://www.eurowater.com/en/water-treatment-plants/filtration/activated-carbon-filter>.

- [31] S.D.Bae, C.W. Lee, L.S. Kang, A. Sakoda. Preparation, characterization, and application of activated carbon membrane with carbon whiskers. *Desalination*. 202, 2005, 247-252.
- [32] Bo Wang. Alumina Membranes. *Encyclopedia of Membranes*. [Online] 13. 1 2013. [Citace: 25. 2 2021.] https://link.springer.com/referenceworkentry/10.1007%2F978-3-642-40872-4_18-1.
- [33] Tradiční keramické materiály. *CeramTec*. [Online] [Citace: 25. 2 2021.] <https://www.ceramtec.cz/ceramic-materials/silicate-ceramics/>.
- [34] Ahmad Fauzi Ismail, Mukhlis bin A. Rahman. Silica Membrane. *Encyclopedia of Membranes*. [Online] 18. 12 2015. [Citace: 24. 2 2021.] https://link.springer.com/referenceworkentry/10.1007/978-3-642-40872-4_534-2.
- [35] Šnita, D. *Chemické inženýrství I*. Praha : VŠCHT Praha, 2006. 80-7080-589-7.
- [36] Berk, Zeki. Membrane Processes. *science direct*. [Online] 2009. [Citace: 17. 12 2020.] <https://www.sciencedirect.com/topics/engineering/membrane-configuration>.
- [37] RO Membrane Modules. *Reverse osmosis chiller*. [Online] 2015. [Citace: 17. 12 2020.] <http://www.reverseosmosischiller.com/membrane-modules/>.
- [38] Přidal, Jaroslav. Separační membrány a jejich průmyslové použití - dnešní trendy a vybrané moderní aplikace. *Chemické Listy*. 1999, Sv. 93, 432-440.
- [39] spiral-wound modules. *Suez water handbook*. [Online] [Citace: 10. 3 2021.] <https://www.suezwaterhandbook.com/processes-and-technologies/separation-by-membranes/available-modules-their-geometry/spiral-wound-modules>.
- [40] *Membrane Filtration Processes Dead-End vs. Cross-flow*. místo neznámé : A MANN + HUMMEL Company , 2019. <https://www.microdyn-nadir.com/wp-content/uploads/2019/08/TB-025-Membrane-Filtration-Processes-Dead-End-vs.-Cross-Flow-RevC.pdf>.
- [41] Basics of Reverse Osmosis. *Puretecwater.com*. [Online] [Citace: 16. 12 2020.] <https://puretecwater.com/downloads/basics-of-reverse-osmosis.pdf>.
- [42] A.W. Mohammad, Y.H.Teow, W.L.Ang, Y.T.Chung, D.L. Oatley-Radcliffe, N.Hilal. *Nanofiltration membranes review: Recent advances and future prospects*. [https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916414005773#f0100] 2014.
- [43] Wenten, I. G. *ULTRAFILTRATION IN WATER TREATMENT AND ITS EVALUATION AS PRE-TREATMENT FOR REVERSE OSMOSIS SYSTEM*. Bandung, Indonésie : Dept. of Chemical Engineering - Institut Teknologi Bandung .
- [44] Shaheen Fatima Anis, Raed Hashaikeh, Nidal Hilal. *Microfiltration membrane processes: A review of research trends over the past decade*. 2019.
- [45] A. Zarebska, D. Romero Nieto, K. V. Christensen, L. Fjerbæk Søtoft & B.Norrdahl. *Ammonium Fertilizers Production from Manure: A Critical Review*. 2014.
- [46] R. Fugère, N. Mameri, J.E. Gallot, Y. Comeau. Treatment of pig farm effluents by ultrafiltration. *Journal of Membrane Science*. 225, 2005, 225-231.

- [47] Xuejun Guo, Xin Jin. Treatment of Anaerobically Digested Cattle Manure Wastewater by Tubular Ultrafiltration Membrane. *Separation Science and Technology*. 48:7, 2013, 1023-1029.
- [48] P. Hassal, I. Schreiber, D. Šnita. *Chemické inženýrství I. 2nd. ed.* Praha : VŠCHT Praha, 2007. 978-80-7080-002-7.
- [49] G. Lidiatta, E. Drioli, H. Strathmann. *An introduction to membrane science and technology*. Rome : CNR Publisher, 2006. 88-8080-063-9.
- [50] Elorm Obotey Ezugbe, Sudesh Rathilal. Membrane Technologies in Wastewater Treatment: A Review. *Membranes*. 10, 2020, Sv. 89.
- [51] Mohsan Akhter, Ghulam Habib* and Sana Ullah Qamar. *Application of Electrodialysis in Waste Water Treatment and Impact of Fouling on Process Performance*. Islamabad : autor neznámý, 2018.
- [52] <https://www.fumatech.com/EN/Membrane-processes/Process%2Bdescription/Electrodialysis/index.html>.
- [53] http://voltea.com/wp-content/uploads/2016/03/402D002_Rev01_Tech-Bulletin_Technology-Comparison-1.pdf.
- [54] Yarza, Jorge. Electrodeionization scheme. *Wikipedia*. [Online] 20. 5 202. [Citace: 10. 3 2021.] https://en.wikipedia.org/wiki/File:Electrodeionization_scheme.jpg.
- [55] P.M. Biesheuvel, A. van der Wal. *Membrane capacitive deionization*. 2010.
- [56] Bhat, Kash Pundalik. *Capacitive deionization performance of bi-tortuous activated carbon. Electrodes coated with asymmetrically charged polyelectrolytes*. Urbana : autor neznámý, 2019.
- [57] Abdullah Alkhudhiri, Nidal Hilal. *3 - Membrane distillation—Principles, applications, configurations, design, and implementation*. 2018.
- [58] Rahimpour, Mohammad Reza Shirzad Kebria and Ahmad. *Membrane Distillation: Basics, Advances, and Applications*. 2020.
- [59] Yun C. Woo, Seung-Hyun Kim, Ho K. Shon, Leonard D. Tijing. *Introduction: Membrane Desalination Today, Past, and Future*. 2019.
- [60] L. Masse, D. I. Massé, Y. Pellerin. *The effect of pH on the separation of manure nutrients with reverse osmosis membranes*. [Journal of Membrane Science] Canada : autor neznámý, 2008.
- [61] Ju-Chang Huang, Chii Shang. *Air stripping*.
- [62] Zhengzhong Zhou, Lianhua Chen, Qigang Wu, Tao Zheng, Haoran Yuan, Na Peng, Mingyang He. *The valorization of biogas slurry with a pilot dualstage reverse osmosis membrane process*. [Chemical Engineering Research and Design] 2018.
- [63] Gilles Adam, Alexis Mottet, Sébastien Lemaigre, Bella Tsachidou, Phillip Delfosse. *Fractionation of anaerobic digestates by dynamic nanofiltration and reverse osmosis: An industrial pilot case evaluation for nutrient recovery*. [Journal of Environmental Chemical Engineering] 2018. 2213-3437.

- [64] CSM. Product Specification Sheet - Model RE 2521-BE. *RE2521-BE - High productivity RO element for brackish water.*
- [65] Verderair VA 15 Non-metallic. *VA 15 Non-metallic.* [Online]
- [66] Plutocalc. *Plutocal Water.* [Online] [Citace: 13. 3 2021.]
https://www.plutocalc.com/plutocalc/index.html#s_filters.
- [67] Perry, Robert H. *Perry's chemical engineers' handbook 8th edition.* New York : McGraw-Hill, 2007. 0-07-142294-3.
- [68] J. U. Iyasele, David J. Idiata. Investigation of the Relationship between electrical conductivity and total dissolved solids for Mono-Valent, Di-Valent and Tri-Valent Metal Compounds. *International Journal of Engineering Research and Reviews.* 3, 2015, 1.
- [69] <https://www.sciencedirect.com/topics/engineering/hollow-fibre-membrane-module>. *Hollow Fibre Membrane Module.* [Online]
- [70] *Reverzní osmóza - nejen problémová technologie úpravy pitné vody.* Slavík, Karel. Praha : W&ET Team, 2008. 978-80-254-2034-8.

Seznam použitých zkratek

AC	Acetátová celulóza
AF	Anaerobní fermentace
Al ₂ O ₃	Alumina
BPS	Bioplynová stanice
Ca ²⁺	Kationt vápníku
Cl ⁻	Aniont chlóru
CO ₂	Oxid uhličitý
ČOV	Čistírna odpadních vod
ED	Elektrodialýza
EDI	Elektrodeionizace
FSI	Fakulta strojního inženýrství
H ₂ O	Voda
H ₂ S	Sulfan
H ₂ SO ₄	Kyselina sírová
CHSK _{Cr}	Chemická spotřeba kyslíku
K ⁺	Kationt draslíku
MD	Membránová destilace
MF	Mikrofiltrace
Mg ²⁺	Kationt hořčíku
MKD	Membránová kapacitní deionizace
Na ⁺	Kationt sodíku
NaCl	Chlorid sodný
NaCl	Chlorid sodný
NF	Nanofiltrace
NH ₃	Amoniak
NH ₄ ⁺	Amonný kationt
NL	Nerozpuštěné látky
OH ⁻	Hydroxidový iont
PA	Polyamid
PES	polyethersulfon
PEU	Polyether urea
PP	Polypropylen
PS	Polysulfon
Pt	Platina
PVDF	Polyvinylidenfluorid
RL	Rozpuštěné látky
RO	Reverzní osmóza
SiO ₂	Oxid křemičitý
SK	Stupeň konverze
TAN	Amoniakální dusík
TN	Celkový dusík
UF	Ultrafiltrace
VUT	Vysoké učení technické
ZOV	Zemědělské odpadní vody
ZrO ₂	Zirkonie

Seznam použitých symbolů

Symbol	Význam	Jednotka
§	paragraf	-
a	Plocha membrány	m^2
C	Koncentrace	$\frac{mol}{l}$
C_M	Koncentrace na povrchu membrány	$\frac{mol}{l}$
$\overline{D_{fug}}$	Střední hodnota difuzního koeficientu rozpuštěných složek fugátu	$\frac{m^2}{s}$
d_H	Hydraulický průměr	m
D_L	Difuzní koeficient NaCl	$\frac{m^2}{s}$
D_i	Difuzní koeficient i – té složky	$\frac{m^2}{s}$
E	Vnitřní energie	J
G	Gibbsova volná energie	J
H	Entalpie	J
h	Výška kanálku	mm
h_L	Tlaková ztráta ve vstupní části membrány	bar
J_S	Hmotnostní průtok rozpuštěné látky vztažený na plochu membrány	$\frac{mg}{m^2 \cdot h}$
J_W	Objemový průtok rozpouštědla vztažený na plochu membrány	$\frac{l}{m^2 \cdot h}$
k_{CP}	Koncentrační polarizační hmotnostní koeficient přestupu hmoty	$\frac{m}{s}$
k_W	Koeficient přenosu rozpouštědla vztažené na plochu membrány	$\frac{l}{m^2 \cdot h \cdot bar}$
k_S	Koeficient přenosu rozpuštěné látky	$\frac{m}{h}$
L	Délka membrány	m
$\overline{M_{fug}}$	Střední hodnota molární hmotnosti rozpuštěných složek fugátu	$\frac{g}{mol}$
M_{NaCl}	Molární hmotnost NaCl	$\frac{g}{mol}$
M_S	Hmotnostní průtok rozpuštěné látky	$\frac{mg}{s}$
n	Počet přírůstků membrány	-
n_i	Počet molů	mol
n_s	celkové množství všech rozpuštěných látek	mol
P	Tlak	bar
P_{zmax}	Maximální tlaková ztráta	bar
P_{znmax}	Maximální naměřená tlaková ztráta	bar
ΔP_{TM}	Transmembránový tlak	bar
Q	Průtok	$\frac{l}{h}$
q	Teplo	J
R	Univerzální plynová konstanta	$\frac{l \cdot bar}{mol \cdot K}$

Re	Reynoldsovo číslo	-
Ret	Retence	%
Sc	Schmidtovo číslo	-
S	Entropie	$\frac{J}{K}$
T	Teplota	K
V	Objem	m^3
V_b	Molární objem čistého rozpouštědla	$\frac{l}{mol}$
v	Rychlost	$\frac{m}{s}$
w	Šířka membrány	m
w_i	Hmotnostní zlomek i – té složky	-
x_w	molární zlomek rozpouštědla	$\frac{mol}{mol}$
x_i	Molární zlomek i – té složky	-
z	Vzdálenost přírůstku	m
β	Koncentrační polarizační faktor	-
δ_{HL}	Koeficient tlakové ztráty ve vstupním kanálku	$\frac{bar \cdot s^2}{m^3}$
π	Osmotický tlak	bar
μ	Dynamická viskozita	$Pa \cdot s$
μ'_i	Chemický potenciál	$J \cdot mol$
ρ	Hustota	$\frac{kg}{m^3}$
ϕ	Osmotický koeficient	-
ω	Vykonaná práce	J
Dolní index		
C	Vztahující se ke koncentrátu	
$celk$	Vztahující se k celkové hodnotě	
F	Vztahující se k vstupnímu roztoku	
fug	Vztahující se k fugátu	
M	Vztahující se obecně k membráně	
P	Vztahující se k permeátu	
1	Vztahující se k první membráně	
2	Vztahující se k druhé membráně	

Seznam obrázků

Obr. 1: Schéma nakládání se ZOV	12
Obr. 2: Schéma typů separace [13]	17
Obr. 3: Šnekový lis [7]	18
Obr. 4: Pásový lis [7]	18
Obr. 5: Dekantační odstředivka [7]	18
Obr. 6: Hnací síla membránové separace [17]	20
Obr. 7: Srovnání membránových technologií dle velikosti separovaných částic[3].....	21
Obr. 8: Retence látek pomocí tlakové membránové separace [19].....	21
Obr. 9: Grafické porovnání porézního a neporézního mechanismus separace [23].....	23
Obr. 10: Průřez kompozitní membrány RO [18].....	24
Obr. 11: Schéma klasifikace membrán	25
Obr. 12: Morfologie membrán	26
Obr. 13: Deskový modul [36]	26
Obr. 14: Trubkový modul [37].....	27
Obr. 15: Spirálově vinutý modul [39]	27
Obr. 16: Moduly s dutým vláknem [18].....	28
Obr. 17: Filtrace dead-end [40]	28
Obr. 18: Příčná filtrace cross flow [40].....	29
Obr. 19: Jednostupňová konfigurace [41]	29
Obr. 20: Dvoustupňová konfigurace [41]	29
Obr. 21: Schéma dvouchodového uspořádání s recyklem [41].....	30
Obr. 22: Postupné zanášení [25]	30
Obr. 23: Koncentrační polarizace [22]	32
Obr. 24: Typické uspořádání pervaporace s recirkulací [35]	35
Obr. 25: Elektrodialýza [52].....	36
Obr. 26: Elektrodeionizace [54]	36
Obr. 27: Membránová kapacitní deionizace [56].....	37
Obr. 28: Konfigurace MD [58]	38
Obr. 29: Osmóza [19].....	40
Obr. 30: Reverzní osmóza [53]	41
Obr. 31: Závislost přeměny amoniaku na amonný kationt [61].....	42
Obr. 32: Blokové schéma zařízení na úpravu fugátu pomocí membránové separace v mikrometrech	46
Obr. 33: Sestavené zařízení na čištění fugátu	48
Obr. 34: Schéma konfigurace membrán RO	50
Obr. 35: Detailní pohled na membrány	50
Obr. 36: Detail potrubní sítě a ovládání čerpadla.....	51
Obr. 37: Připojení reverzní osmózy	51
Obr. 38: Detail hlavy tlakového pouzdra	52
Obr. 39: Detail drážky membrány RO	52
Obr. 40: Detail zapojení RO.....	53
Obr. 41: Bilanční schéma	54
Obr. 42: Detail výpočtového nástroje	64
Obr. 43: Nastavení parametrů řešitele.....	65
Obr. 44: Poškození filtrů	70

Obr. 45: Fugát po úpravě pH.....	75
Obr. 46: Srovnání původního fugátu a vyčištěného pomocí MF a RO.....	82

Seznam grafů

Graf 1: Pracovní diagram čerpadla Verderair VA 15 Non-metallic [65].....	49
Graf 2: Závislost vstupního a výstupních tlaků z obou membrán při RO.....	67
Graf 3: Závislost tlaků při MF 80 mikrometrů.....	71
Graf 4 Závislost průtoku vstupního roztoku v čase při MF 80 mikrometrů	72
Graf 5 Závislost tlaků v čase při MF 25 mikrometrů.....	72
Graf 6 Závislost tlaků v čase při MF 10 mikrometrů.....	73
Graf 7 Závislost tlaků v čase při MF 5 mikrometrů.....	74
Graf 8: Závislost tlaků v čase při UF	75
Graf 9: Závislost tlaků v čase při RO.....	76
Graf 10: Závislost tlaků v čase při RO při sériovém zapojení čerpadel.....	77
Graf 11: Závislost tlaků zředěného fugátu v čase při MF	79
Graf 12: Závislost tlaků v čase při UF na zředěném fugátu.....	80
Graf 13: Závislost tlaků v čase při RO při zředěném fugátu.....	81
Graf 14: Závislost tlaků zředěného fugátu v čase při RO	83

Seznam tabulek

Tabulka 1: Složení fugátu z BPS Bořetice [10]	14
Tabulka 2: Vlastnosti různých typů substrátu pro AF [7].....	15
Tabulka 3: Výsledky UF na prasečím digestátu s filtrační úpravou [46].....	33
Tabulka 4: Výsledky UF na prasečím digestátu s biologickou úpravou [46]	33
Tabulka 5: Výsledky UF na prasečím fugátu [46]	33
Tabulka 6: Výsledky UF digestátu ze studie [47]	34
Tabulka 7: Shrnutí experimentálních podmínek a výsledků při předúpravě fugátu, upraveno	44
Tabulka 8: Provozní data filtrů.....	47
Tabulka 9: Provozní data UF membrány	47
Tabulka 10: Provozní data RO membrány [64]	48
Tabulka 11: Vstupní parametry.....	58
Tabulka 12: Výsledky první membrány RO na slané vodě	59
Tabulka 13 Výsledky druhé membrány RO na slané vodě.....	60
Tabulka 14: Provozní podmínky při RO na fugátu	62
Tabulka 15: Výsledky první membrány RO na zředěném fugátu.....	63
Tabulka 16: Naměřené hodnoty desalinace při průchodu obou membrán.....	67
Tabulka 17: Parametry slané vody po RO	68
Tabulka 18: Srovnání výsledků desalinace	69
Tabulka 19: Průměrné naměřené hodnoty při MF 80 mikrometrů	71
Tabulka 20: Průměrné naměřené hodnoty při MF 25 mikrometrů	72
Tabulka 21 Průměrné naměřené hodnoty při MF 10 mikrometrů	73
Tabulka 22 Průměrné naměřené hodnoty při MF 5 mikrometrů	73
Tabulka 23 Průměrné naměřené hodnoty při MF 5 mikrometrů při UF.....	74
Tabulka 24 Průměrné naměřené hodnoty při RO.....	76
Tabulka 25 Průměrné naměřené hodnoty při sériovém zapojení čerpadel RO.....	77

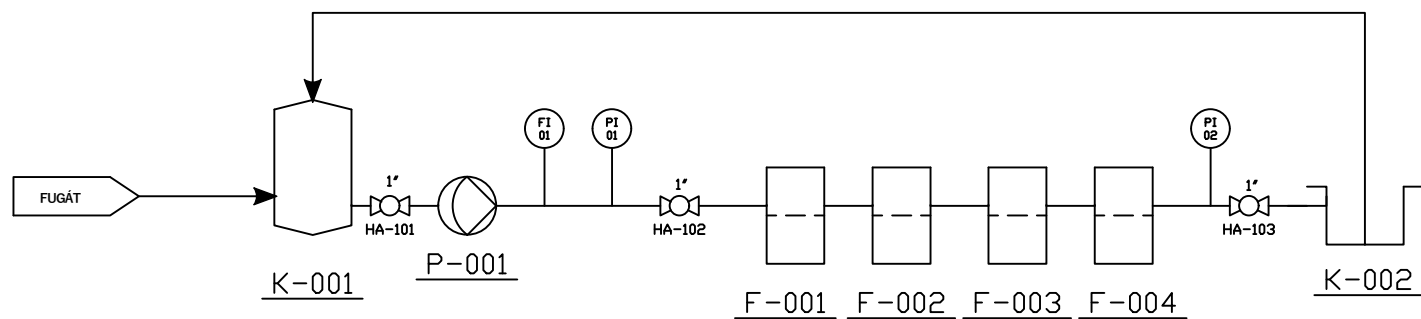
Tabulka 26: Výsledky analýzy jednotlivých kroků čištění fugátu	78
Tabulka 27 Naměřené hodnoty zředěného fugátu po MF	79
Tabulka 28 Naměřené hodnoty zředěného fugátu po UF	80
Tabulka 29 Naměřené hodnoty zředěného fugátu při RO I	81
Tabulka 30: Naměřené hodnoty zředěného fugátu při RO II	82
Tabulka 31 Výsledky analýzy složení roztoků při úpravě zředěného fugátu.....	83
Tabulka 32 Výsledky analýzy složení zředěného fugátu pomocí RO	84
Tabulka 33: Srovnání výsledků experimentu s teoretickými výpočty na zředěném fugátu.....	85

Seznam příloh

Příloha 1: Strojně technologické schéma testovacího zařízení na úpravu fugátu

Příloha 2: Vypoctovy_nastroj.xlsx – Bilanční výpočet v softwaru MS Excel

Příloha 1



K-001 VSTUPNÍ NÁDRŽ
 K-002 AŽ K-004 RETENČNÍ NÁDRŽ
 HA-101 AŽ HA 106 KULOVÝ VENTIL
 HA-107 JEHLVÝ VENTIL
 P-001 MEMBRÁNOVÉ ČERPADLO
 P-002 ROTAČNÍ ČERPADLO
 F-001 AŽ F-004 MIKROFILTRACE
 F-005 ULTRAFILTRACE
 F-006 A F-007 REVERZNÍ OSMÓZA
 PI - 01 AŽ 06 TLAKOMĚŘ
 FI - 01 PRŮTOKOMĚŘ

